

Proyecto Fin de Máster
Ingeniería Electrónica Robótica y Automática

Actualización y Control Basado en Datos de un
Proceso de Cuatro Tanques Interconectados

Autora: Eva Masero Rubio

Tutores: Daniel Rodríguez Ramírez

José Ramón Salvador Ortiz

Dpto. Ingeniería de Sistemas y Automática
Escuela Técnica Superior de Ingeniería
Universidad de Sevilla

Sevilla, 2018



Trabajo Fin de Máster
Ingeniería de Sistemas y Automática

Actualización y Control Basado en Datos de un Proceso de Cuatro Tanques Interconectados

Autora:

Eva Masero Rubio

Tutores:

Daniel Rodríguez Ramírez

Profesor Titular de Universidad

José Ramón Salvador Ortiz

Personal Investigador en Formación

Dpto. de Ingeniería de Sistemas y Automática

Escuela Técnica Superior de Ingeniería

Universidad de Sevilla

Sevilla, 2018

ÍNDICE

1	INTRODUCCIÓN.....	4
1.1	Objetivo del trabajo	5
1.2	Organización de la memoria	5
2	PLANTA DE LOS CUATRO TANQUES	6
2.1	Descripción de la planta original.....	6
2.2	Descripción de la planta de trabajo	7
2.3	Modelo no lineal de la planta de los cuatro tanques	8
2.4	Parámetros del modelo	8
2.5	Modelo lineal de la planta de los cuatro tanques	9
2.5.1	Modelo en Espacio de Estados	9
2.5.2	Modelo de Matriz de Transferencia	12
2.6	Estudio de las interacciones.....	13
3	ACTUALIZACIÓN DE LA PLANTA DE LOS CUATRO TANQUES.....	15
3.1	Servidor OPC KEPware	16
3.2	Cliente OPC LabVIEW. Puesta en marcha de la planta.	18
3.3	Cliente OPC Matlab©.....	21
4	OBTENCIÓN DE TRAYECTORIAS.....	25
4.1	Planteamiento de los experimentos.....	25
4.2	Mapa de exploración de puntos válidos.....	25
4.3	Diseño de controladores multi-lazo.....	27
4.4	Pasos para la obtención de trayectorias en la planta de los cuatro tanques.....	28
4.5	Trayectorias obtenidas mediante simulación.....	30
4.6	Trayectorias obtenidas en la planta real	31
5	CREACIÓN DE LA BASE DE DATOS	33
6	CONTROL PREDICTIVO BASADO EN DATOS	34
6.1	Descripción y formulación del algoritmo de control	34
6.2	Implementación en Simulink©	37
6.3	Resultados obtenidos.....	41
6.3.1	Resultados de simulación	41
6.3.2	Resultados experimentales.....	43
7	CONCLUSIONES	52
8	REFERENCIAS	53

1 INTRODUCCIÓN

El control de procesos es una parte esencial para obtener resultados de unas determinadas características de forma que se cumpla con unas especificaciones y unos niveles de calidad exigidos. En las últimas décadas, la necesidad de crear procesos más eficientes que se adapten a los cambios de tecnologías y a las preocupaciones medioambientales ha generado cambios en las técnicas de control y se han desarrollado, considerablemente, los métodos de control predictivo.

El control predictivo basado en modelo (MPC) [1] es una estrategia de control avanzado que se basa en el uso de un modelo dinámico del sistema para predecir el comportamiento futuro de dicho sistema y, en base a este comportamiento futuro, predecir la señal de control futura que minimice una función objetivo teniendo en cuenta unas restricciones (Figura 1.1)

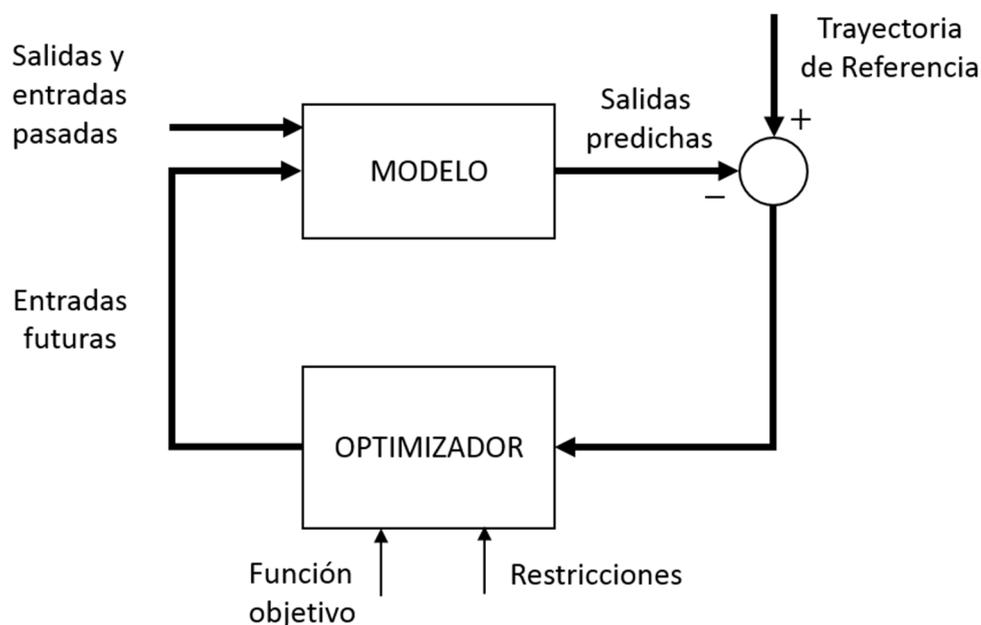


Figura 1.1. Estructura básica de Control Predictivo Basado en Modelo

Algunas de las ventajas que el MPC presenta frente a otros métodos de control son:

- Formulación en el dominio del tiempo.
- Integración de control óptimo.
- Permite incorporar restricciones debido al uso de un horizonte de control finito.
- Facilidad para tratar sistema multivariables.
- Intrínsecamente compensa los tiempos muertos.
- Muy útil cuando las referencias futuras son conocidas.
- Capacidad de tratar con gran variedad de procesos desde los más simples hasta los más complejos incluyendo sistemas con tiempos muertos, fase no mínima o inestables.

El uso de MPC requiere el conocimiento de un modelo dinámico del sistema lo suficientemente preciso para aplicarse satisfactoriamente. Aunque en algunos procesos es fácil de obtener el modelo de predicción, en otros más complejos, identificar un buen modelo es una tarea ardua y el modelo resultante puede ser demasiado complejo para poder aplicar técnicas MPC.

El Trabajo de Fin de Máster que aquí se presenta se centra en la aplicación de Control Predictivo basado en Datos (CPBD) sobre un sistema de cuatro tanques interconectados. Es decir, en lugar de recurrir a un modelo explícito del sistema, se dispone de una base de datos que recoge trayectorias suficientes para predecir la evolución del sistema en lazo cerrado.

1.1 Objetivo del trabajo

El objeto del trabajo consiste en el diseño y aplicación de control predictivo basado en datos sobre un proceso de cuatro tanques interconectados. Para ello se requiere, en primera instancia, actualizar la planta ya que no se encuentra operativa. En segundo lugar, es necesario recopilar un conjunto de trayectorias que proporcionen información suficiente sobre el comportamiento del sistema para poder predecir su evolución y, posteriormente, se hace uso de la base de datos formada para aplicar el algoritmo de control predictivo sobre la planta real de los cuatro tanques. Además de lo anterior, se hará un simulacro de este control mediante Matlab/Simulink© para comparar los resultados experimentales y los simulados.

1.2 Organización de la memoria

El resto de la memoria del trabajo se ha organizado de la siguiente manera.

En el **capítulo 2** se realiza una descripción del sistema de los cuatro tanques que se trata de un sistema multivariable (MIMO) y se muestra el modelo no lineal, además, realizar la identificación de algunos de los parámetros modelo. Posteriormente se linealiza el sistema en torno a un punto de operación y se estudian las interacciones entre los lazos.

El **capítulo 3** explica la actualización realizada en la planta de los cuatro tanques para que esté operativa y, además, pretende hacer de guía para su puesta en marcha.

El **capítulo 4** se encarga de describir el experimento que se va a realizar para la obtención de las trayectorias. También presenta el mapa de puntos de operación válidos del sistema (bucle abierto) y la estrategia de control de bajo nivel que se utiliza (bucle cerrado). Por último, se presenta los pasos a seguir para la obtención de las trayectorias y se muestran las trayectorias obtenidas tanto en simulación como experimentalmente que conformarán las bases de datos.

En el **capítulo 5** se explica la estructura de la base de datos creada para implementar el algoritmo de control predictivo.

El **capítulo 6** muestra el algoritmo de control predictivo basado en datos utilizado. En primer lugar, se hace una descripción del algoritmo y se muestra su formulación. Posteriormente, se explica la implementación llevada a cabo en Matlab/Simulink©. Y, por último, se muestran los resultados de control del modelo en simulación y de la planta real.

Finalmente, en el **capítulo 7** se exponen las conclusiones a las que se ha llegado con la realización de este trabajo.

2 PLANTA DE LOS CUATRO TANQUES

2.1 Descripción de la planta original

La planta de los cuatro tanques es una planta conocida como *The Quadruple-Tank Process* [2] que fue propuesta por Karl H. Johansson a finales del siglo XX. Esta planta ha sido ampliamente usada y utilizada para investigaciones en control predictivo, adaptativo, identificación de procesos, control en tiempo real, etc.

En la Figura 2.1 se ilustra el esquema de la planta de Johansson. Ésta consta de cuatro depósitos, dos inferiores (tanques 1 y 2) y dos superiores (tanques 3 y 4) que desaguan en los tanques inferiores. Los tanques se llenan con dos bombas que impulsan sendos caudales q_a y q_b desde el depósito colector situado en la parte baja de la planta. Estos caudales entran en las válvulas de 3 vías que dividen el caudal en dos ramas, de forma que una fracción (denominadas γ_a y γ_b) se envía por una de las ramas y el resto por la otra. Las fracciones γ_a y γ_b se indican en tanto por uno y se fijan manualmente mediante la apertura de dichas válvulas. De esta forma, el caudal $\gamma_a \cdot q_a$ entra en el tanque 1 y el caudal $(1-\gamma_a) \cdot q_a$ entrará en el tanque 4. Del mismo modo, el caudal $\gamma_b \cdot q_b$ entra en el tanque 2 y el caudal $(1-\gamma_b) \cdot q_b$ entrará en el tanque 3. El tanque 3 se descarga sobre el tanque 1 y este sobre el depósito colector. El tanque 4 se descarga sobre el 2 y este, a su vez, en el tanque colector.

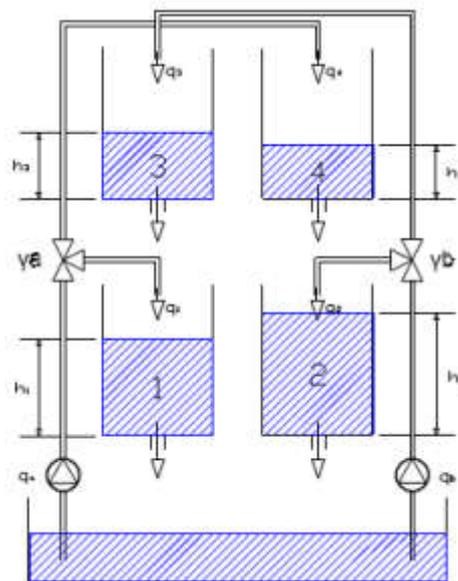


Figura 2.1. Esquema de la planta de Johansson

Este sistema es multivariable ya que presenta dos variables manipulables: q_a y q_b , y las variables a controlar son, normalmente, el nivel de los dos tanques inferiores h_1 y h_2 . La dinámica de la planta puede presentar ceros de transmisión según de los valores de la apertura de las válvulas de tres vías, γ_a y γ_b . Además, la planta presenta una dinámica no lineal y se describe bien mediante un modelo de orden 4 basado en primeros principios. También presenta restricciones en las

actuaciones (caudales máximos y mínimos) y en las variables del proceso (niveles máximos y mínimos en los depósitos).

2.2 Descripción de la planta de trabajo

La planta sobre la que se va a trabajar en este proyecto es una versión de la planta de Johansson que se halla en el Laboratorio del departamento de Ingeniería de Sistemas y Automática de la Universidad de Sevilla. En la Figura 2.2 se muestra la planta y su esquema.

En este caso, se dispone de un único grupo de presión que proporciona un caudal de entrada a las ramas que llenan cada uno de los depósitos. Cada una de estas ramas tiene instalados un caudalímetro magnético y una válvula de regulación en serie para controlar el caudal que circula por ellas. Esto permite emular el efecto de los caudales manipulables y las válvulas de 3 vías de la planta original mediante la adecuada selección de las referencias de caudal de cada rama. Por ejemplo, fijadas las aperturas γ_a y γ_b , y conocidos los caudales q_a y q_b , se fija como referencia del caudal de entrada al tanque 1 el valor de $\gamma_a \cdot q_a$. Esto responde a un esquema de control en cascada que añade una dinámica adicional respecto al modelo original.

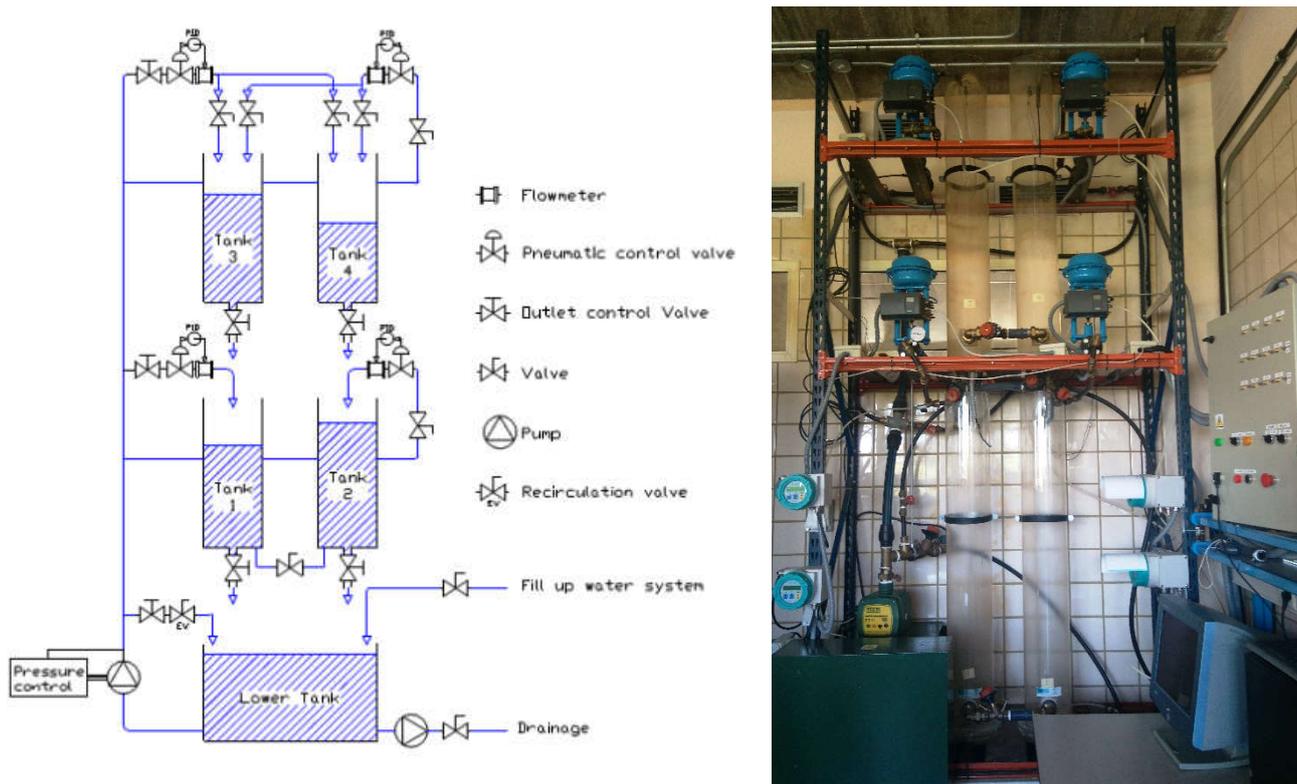


Figura 2.2 (a) Esquema de la planta real, (b) Planta real

La planta consta de 4 depósitos transparentes de 1.3 metros de altura aproximadamente. La instrumentación utilizada en la implementación de la planta es de tipo industrial proporcionada por la empresa Siemens: válvulas de regulación neumática, caudalímetros magnéticos y sensores de presión para medir los niveles. Un autómata programable Siemens S7-200 es el encargado de gestionar la entrada y salida de señales de la planta, del control local de los caudales y de la

supervisión de la planta. En un PC externo conectado al autómatas, un servidor OPC se comunica con el PLC permite el control remoto desde clientes OPC, como Matlab/Simulink© y LabVIEW.

2.3 Modelo no lineal de la planta de los cuatro tanques

El modelo de la planta de Johansson se puede derivar de primeros principios y viene dado por las siguientes ecuaciones diferenciales,

$$A \frac{dh_1}{dt} = -a_1 \sqrt{2gh_1} + a_3 \sqrt{2gh_3} + \gamma_a \frac{q_a}{3600} \quad (2.1)$$

$$A \frac{dh_2}{dt} = -a_2 \sqrt{2gh_2} + a_4 \sqrt{2gh_4} + \gamma_b \frac{q_b}{3600} \quad (2.2)$$

$$A \frac{dh_3}{dt} = -a_3 \sqrt{2gh_3} + (1 - \gamma_b) \frac{q_b}{3600} \quad (2.3)$$

$$A \frac{dh_4}{dt} = -a_4 \sqrt{2gh_4} + (1 - \gamma_a) \frac{q_a}{3600} \quad (2.4)$$

en las que h_i denota el nivel de líquido en el tanque i en metros. Los caudales de cada rama medidos en metros cúbicos por hora se denotan q_a y q_b , y son variables manipulables.

El parámetro a_i es la sección equivalente del orificio de descarga del depósito i y la sección de todos los tanques es igual y se denota por A . Las secciones se miden en metros cuadrados. Los parámetros γ_a y γ_b indican la apertura de la válvula de 3 vías. La unidad de tiempo del modelo es el segundo. La actualización del valor de las variables manipulables que se aplicarán y la actualización de las medidas de los sensores se realizará cada 30 segundos.

Este modelo de primeros principios se considera un modelo ideal ya que no describe dinámicas que presenta la planta real tales como la evolución de las presiones en las tuberías, los caudales de alimentación a cada uno de los tanques. Tampoco describe el efecto de los vórtices en la descarga de los tanques ni la dinámica y ruido que introduce la instrumentación. Por lo tanto, existe un error entre evolución de los niveles prevista por el modelo y la de los niveles de la planta real.

2.4 Parámetros del modelo

Algunos de los parámetros del modelo de planta como las secciones de descarga de los tanques, se desconocen, por tanto, se van a identificar. Para ello se establecen unas entradas q_a y q_b en la planta real en bucle abierto y el sistema evolucionará a un determinado punto de equilibrio. Una vez en el estado estacionario, el término diferencial de las ecuaciones (2.1) -(2.4) se anula y resulta trivial obtener los valores de las aperturas, a_i .

- Sección de los depósitos:

$$A = 0.03 \text{ m}^2$$

- Sección equivalente de los orificios de descarga:

$$a_1 = 1.3014e^{-4} \text{ m}^2; a_2 = 1.597e^{-4} \text{ m}^2$$

$$a_3 = 8.7583e^{-5} \text{ m}^2; a_4 = 1.0257e^{-4} \text{ m}^2$$

- Apertura de las válvulas de 3 vías:

$$\gamma_a = 0.3, \gamma_b = 0.4$$

- Restricciones de operación de las variables:

$$0.2 \text{ m} \leq h_i \leq 1.2 \text{ m} \quad i = 1, 2, 3, 4$$

$$0 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \leq q_z \leq 3 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \quad z = a, b$$

- Tiempo de muestreo:

$$T_m = 30 \text{ s}$$

2.5 Modelo lineal de la planta de los cuatro tanques

2.5.1 Modelo en Espacio de Estados

Una vez obtenido el modelo no lineal se va a calcular el modelo lineal en torno a un punto de funcionamiento empleando la expansión de Taylor [3]. Este modelo sólo será válido en torno al punto de linealización y cuanto más próximo esté de éste, mejor será la aproximación.

La expansión en serie de Taylor alrededor de un punto de operación x_0 si la variación es pequeña $x \approx x_0$ se puede expresar como:

$$f(x, u) \cong f(x_0, u_0) + \left. \frac{df}{dx} \right|_{x_0, u_0} \cdot (x - x_0) + \left. \frac{df}{du} \right|_{x_0, u_0} \cdot (u - u_0) \quad (2.5)$$

Considerando condiciones iniciales nulas $f(x_0, u_0) = 0$ se puede expresar el sistema incremental en espacio de estados como:

$$f(x, u) \cong \left. \frac{df}{dx} \right|_{x_0, u_0} \cdot (x - x_0) + \left. \frac{df}{du} \right|_{x_0, u_0} \cdot (u - u_0) \quad (2.6)$$

$$\begin{aligned} \dot{\bar{x}}(t) &= A(t) \cdot \bar{x}(t) + B(t) \cdot \bar{u}(t) \\ \bar{y}(t) &= C(t) \cdot \bar{x}(t) + D(t) \cdot \bar{u}(t) \end{aligned} \quad (2.7)$$

Donde $A(t)$ es la matriz de estado, $B(t)$ la matriz de entrada, $C(t)$ la matriz de salida y $D(t)$ la matriz de transmisión directa, nula en este caso. El diagrama de bloques de la Figura 2.3 representa las ecuaciones (2.7).

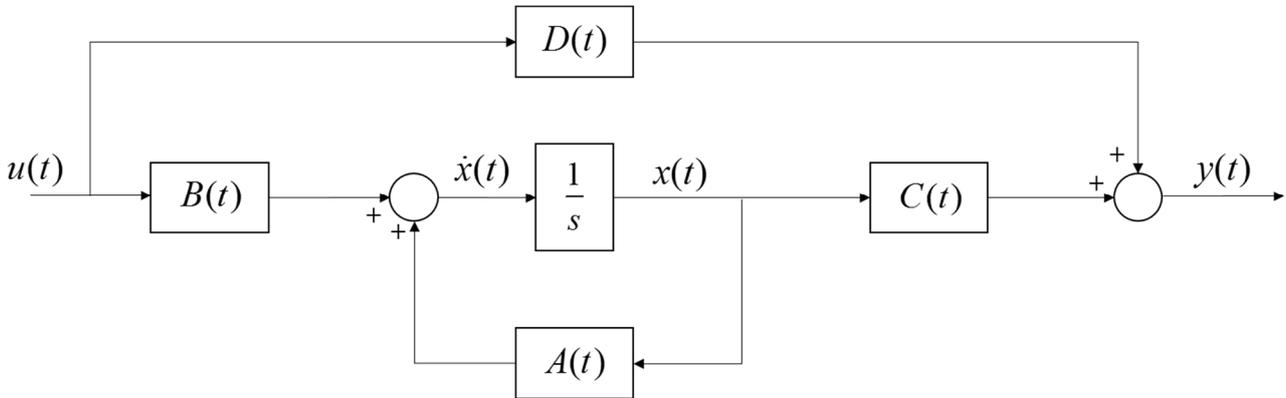


Figura 2.3. Diagrama de bloques del sistema lineal en Espacio de Estado

A continuación, se muestran las ecuaciones de la planta de los cuatro tanques linealizadas:

$$f(h_1, q_a) = \dot{h}_1 = -\frac{a_1}{A} \sqrt{\frac{g}{2 \cdot h_1}} \cdot h_1 + \frac{a_3}{A} \sqrt{\frac{g}{2 \cdot h_3}} \cdot h_3 + \frac{\gamma_a}{A \cdot 3600} \cdot q_a \quad (2.8)$$

$$f(h_2, q_b) = \dot{h}_2 = -\frac{a_2}{A} \sqrt{\frac{g}{2 \cdot h_2}} \cdot h_2 + \frac{a_4}{A} \sqrt{\frac{g}{2 \cdot h_4}} \cdot h_4 + \frac{\gamma_b}{A \cdot 3600} \cdot q_b \quad (2.9)$$

$$f(h_3, q_b) = \dot{h}_3 = -\frac{a_3}{A} \sqrt{\frac{g}{2 \cdot h_3}} \cdot h_3 + \frac{(1 - \gamma_b)}{A \cdot 3600} \cdot q_b \quad (2.10)$$

$$f(h_4, q_a) = \dot{h}_4 = -\frac{a_4}{A} \sqrt{\frac{g}{2 \cdot h_4}} \cdot h_4 + \frac{(1 - \gamma_a)}{A \cdot 3600} \cdot q_a \quad (2.11)$$

Por tanto, el sistema en espacio de estados se puede expresar como:

$$\begin{bmatrix} \dot{h}_1 \\ \dot{h}_2 \\ \dot{h}_3 \\ \dot{h}_4 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} -\frac{a_1}{A} \sqrt{\frac{g}{2 \cdot h_1}} & 0 & \frac{a_3}{A} \sqrt{\frac{g}{2 \cdot h_3}} & 0 \\ 0 & -\frac{a_2}{A} \sqrt{\frac{g}{2 \cdot h_2}} & 0 & \frac{a_4}{A} \sqrt{\frac{g}{2 \cdot h_4}} \\ 0 & 0 & -\frac{a_3}{A} \sqrt{\frac{g}{2 \cdot h_3}} & 0 \\ 0 & 0 & 0 & -\frac{a_4}{A} \sqrt{\frac{g}{2 \cdot h_4}} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} h_1 \\ h_2 \\ h_3 \\ h_4 \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} \frac{\gamma_a}{A \cdot 3600} & 0 \\ 0 & \frac{\gamma_b}{A \cdot 3600} \\ 0 & \frac{(1-\gamma_b)}{A \cdot 3600} \\ \frac{(1-\gamma_a)}{A \cdot 3600} & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} q_a \\ q_b \end{bmatrix} \quad (2.12)$$

$$\begin{bmatrix} h_1 \\ h_2 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} h_1 \\ h_2 \\ h_3 \\ h_4 \end{bmatrix} \quad (2.13)$$

Tomando, por ejemplo, unas señales de control de valores:

$$q_a = 1.50 \frac{m^3}{h} \quad q_b = 1.70 \frac{m^3}{h}$$

Los niveles de los tanques correspondientes son:

$$h_1 = 0.5006 \text{ m}; \quad h_2 = 0.4704 \text{ m}; \quad h_3 = 0.5206 \text{ m}; \quad h_4 = 0.4319 \text{ m}$$

Y el sistema lineal en espacio de estados obtenido es:

$$A = \begin{bmatrix} -0.01358 & 0 & 0.008962 & 0 \\ 0 & -0.01719 & 0 & 0.01152 \\ 0 & 0 & -0.008962 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & -0.01152 \end{bmatrix} \quad (2.14)$$

$$B = \begin{bmatrix} 0.002778 & 0 \\ 0 & 0.003704 \\ 0 & 0.005556 \\ 0.006481 & 0 \end{bmatrix} \quad (2.15)$$

$$C = \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 & 0 \end{bmatrix} \quad (2.16)$$

A partir del sistema en espacio de estados y el haciendo uso del comando *pzmap* de Matlab© se obtiene el mapa de polos y ceros de la planta:

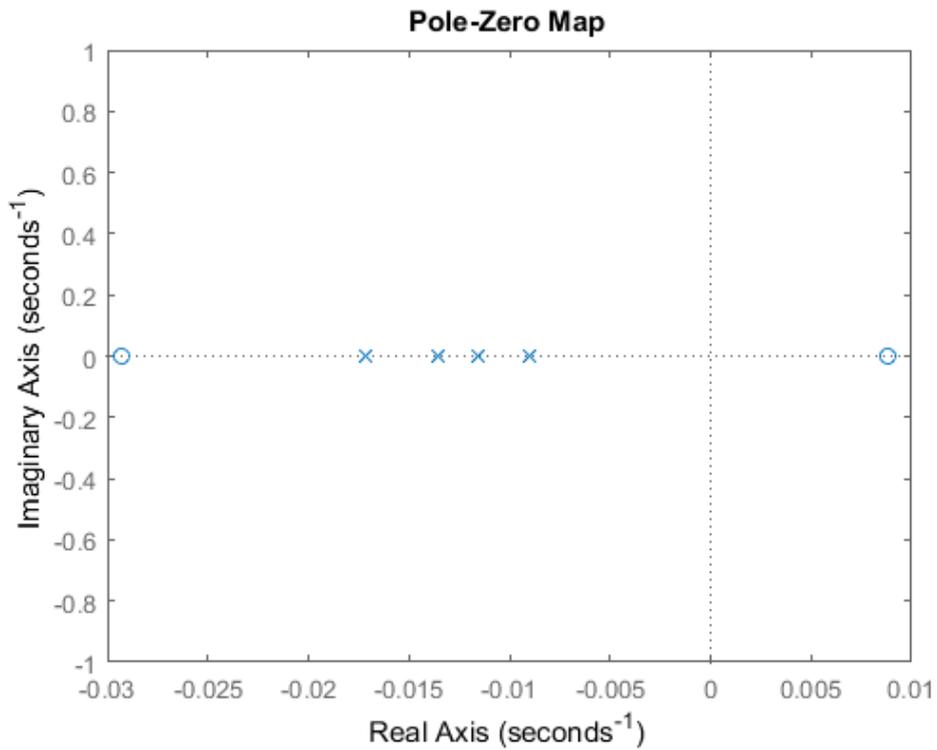


Figura 2.4 Mapa de ceros y polos del sistema no lineal de los cuatro tanques

Como muestra la Figura 2.4 el sistema es de fase no mínima ya que posee un cero en el semiplano derecho, por tanto, presenta limitaciones de ancho de banda y es importante tener en cuenta esta característica para controlar el sistema.

2.5.2 Modelo de Matriz de Transferencia

Existe una correlación entre la matriz de transferencia y las ecuaciones en espacio de estado. En [3] se muestra cómo obtener el sistema en matriz de transferencia, $G(s)$, mediante la expresión:

$$G(s) = [C(sI - A)]^{-1} B \tag{2.17}$$

que equivalente a expresar la $G(s)$ como:

$$G(s) = \begin{bmatrix} G_{11}(s) & G_{12}(s) \\ G_{21}(s) & G_{22}(s) \end{bmatrix} \tag{2.18}$$

Donde $G_{11}(s)$ es la función de transferencia que relaciona la entrada 1 con la salida 1, $G_{12}(s)$ es la que relaciona la entrada 1 con la salida 2, $G_{21}(s)$ es la función de transferencia que relaciona la entrada 2 con la salida 1 y, por último, la función $G_{22}(s)$ relaciona la entrada 2 con la salida 2. El esquema del sistema en funciones de transferencia es el que se muestra en la Figura 2.5.

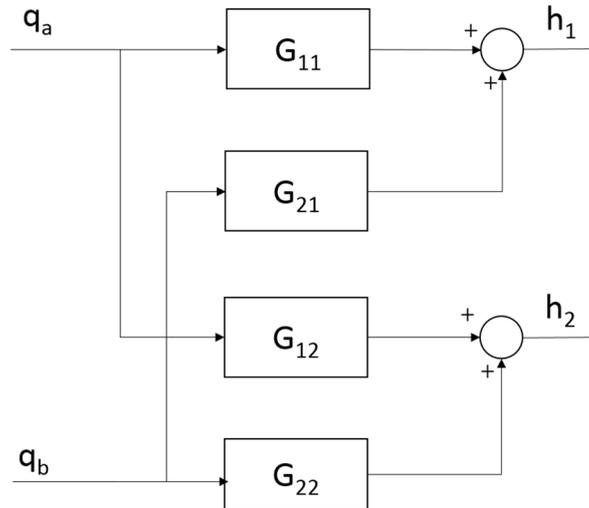


Figura 2.5. Esquema de Sistema en Funciones de Transferencia

Por tanto, las funciones de transferencias para el punto de operación en el que se ha linealizado son:

$$G_{11} = \frac{1}{360s + 4.888} \quad (2.19)$$

$$G_{21} = \frac{1}{1.339e^4 s^2 + 384.5s + 2.652} \quad (2.20)$$

$$G_{12} = \frac{1}{2s^2 + 452.7s + 2.444} \quad (2.21)$$

$$G_{22} = \frac{1}{270s + 4.64} \quad (2.22)$$

2.6 Estudio de las interacciones

Al tratarse de un sistema multivariable conviene estudiar las interacciones entrada-salida. Una manera sencilla de investigar el efecto de la interacción consiste en analizar cómo se ve influenciada la ganancia estática de un lazo por las ganancias de otro. Para ello se va a hacer uso de la matriz de ganancias relativas (RGA).

$$\Delta h_1 = k_{11} \cdot \Delta q_a + k_{21} \cdot \Delta q_b \quad (2.23)$$

$$\Delta h_2 = k_{12} \cdot \Delta q_a + k_{22} \cdot \Delta q_b \quad (2.24)$$

Despejando Δq_b de la ecuación (2.24) resulta:

$$\Delta q_b = \frac{\Delta h_2 - k_{12} \cdot \Delta q_a}{k_{22}} \quad (2.25)$$

Sustituyendo (2.25) en (2.23) se obtiene:

$$\Delta h_1 = k_{11} \cdot \Delta q_a + k_{21} \cdot \frac{\Delta h_2 - k_{12} \cdot \Delta q_a}{k_{22}} \quad (2.26)$$

Por tanto,

$$\left. \frac{\Delta h_1}{\Delta q_a} \right|_{\Delta q_b=0} = k_{11} \quad (2.27)$$

$$\left. \frac{\Delta h_1}{\Delta q_a} \right|_{\Delta h_2=0} = \frac{k_{11} \cdot k_{22} - k_{12} \cdot k_{21}}{k_{22}} \quad (2.28)$$

dividiendo la ecuación 2.27 entre 2.28 se obtiene el índice de interacción de Bristol,

$$\lambda_{11} = \frac{k_{11} \cdot k_{22}}{k_{11} \cdot k_{22} - k_{12} \cdot k_{21}} \quad (2.29)$$

y la matriz de ganancias relativas resulta:

$$\Lambda = G(0) \cdot G^{-T}(0) = \begin{bmatrix} \lambda_{11} & 1 - \lambda_{11} \\ 1 - \lambda_{11} & \lambda_{11} \end{bmatrix} \quad (2.30)$$

Las ganancias estáticas de las ecuaciones (2.19) – (2.22) se corresponde con los valores:

$$K_{11} = 0.2000$$

$$K_{21} = 0.3770$$

$$K_{12} = 0.4092$$

$$K_{22} = 0.2155$$

Sustituyéndolas en la ecuación (2.29) se obtiene el índice de interacción y evaluando la ecuación (2.30) con este índice, la RGA del sistema resulta:

$$\Lambda = \begin{bmatrix} -0.3877 & 1.3877 \\ 1.3877 & -0.3877 \end{bmatrix} \quad (2.31)$$

De (2.31) se concluye que la mejor elección para un control multi-lazo parte de usar:

- La entrada 2 con la salida 1 para el control de h_1 con q_b .
- La entrada 1 con la salida 2 para el control de h_2 con q_a .

Este resultado es plenamente justificable con la disposición de la planta ya que con el caudal q_a se controla de forma directa los tanques 1 y 4, pero la apertura del tanque 4 es $(1 - \gamma_a)$ y la del tanque 1 es γ_a siendo $\gamma_a = 0.3$, por tanto, hay mayor rango de control sobre el tanque 4. Esto se traduce en un mejor control del tanque 2 debido a que el tanque 4 descarga sobre éste. Este mismo razonamiento es extrapolable a lo que ocurre con el caudal q_b .

3 ACTUALIZACIÓN DE LA PLANTA DE LOS CUATRO TANQUES

Debido a que inicialmente la planta de los cuatro tanques, ubicada en Laboratorio del departamento de Ingeniería de Sistemas y Automática de la Universidad de Sevilla, no estaba operativa por el deterioro del ordenador, se ha llevado a cabo una actualización completa mediante la instalación un ordenador nuevo y todo el software requerido.

El proceso está formado por la planta de los cuatro tanques (Figura 2.2 (b)), un panel de mando y control (Figura 3.1), y un ordenador.



Figura 3.1 (a) Exterior del Armario de Mando y Control, (b) Interior del Armario de Mando y Control

El nuevo ordenador cuenta con el sistema operativo Windows 10 y se le han instalado los siguientes programas:

- STEP 7 MicroWIN V4.0, software para la programación del PLC Siemens S7-200.
- KEPware V6, servidor OPC.
- LabVIEW 2016 de 32 bits, que hace de cliente OPC. Además, es fundamental la instalación del módulo DSC (*Datalogging and Supervisory Control*) para la monitorización y el control de la planta en tiempo real.
- Matlab©/Simulink© R2017a de 64 bits, también con la función de cliente OPC y con el que se llevará a cabo el control de la planta.

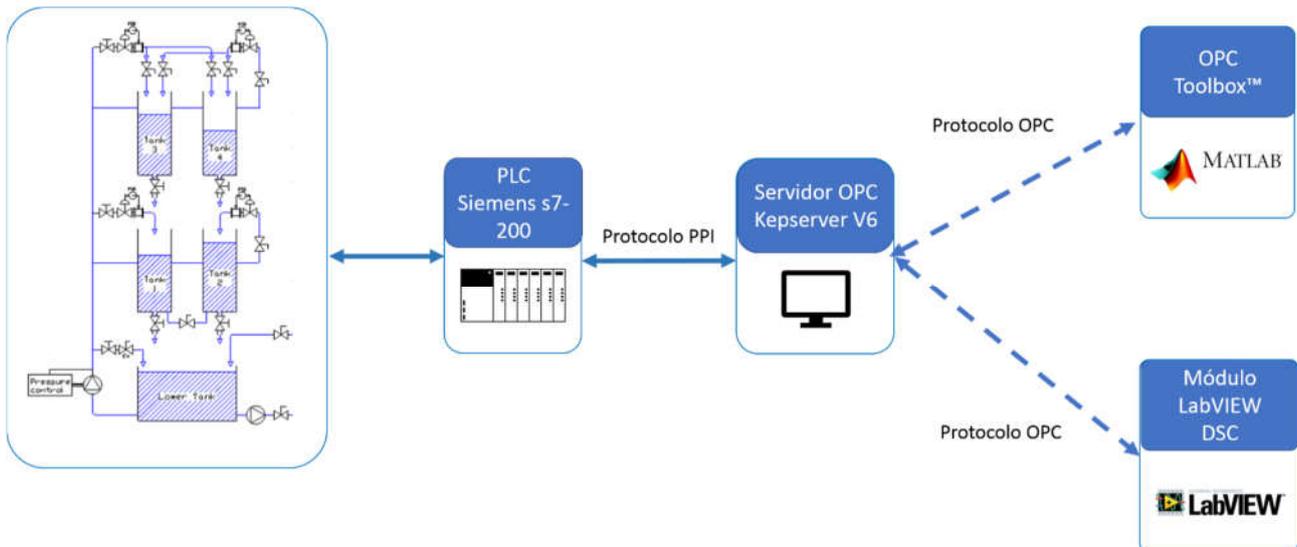


Figura 3.2 Diagrama de comunicaciones entre componentes de la planta de los cuatro tanques

El diagrama de la Figura 3.2 ilustra las comunicaciones que se establecen entre los componentes que forman parte del proceso. El servidor OPC se utiliza para la comunicación con el PLC y el control remoto mediante los clientes OPC: Matlab© y LabVIEW. El ordenador, a través de un cable PC/PPI, se comunica mediante el protocolo PPI con el autómatas S7-200 que es el encargado de mandar las órdenes a la planta.

3.1 Servidor OPC KEPlware

El servidor KEPlware utiliza el estándar OPC, un estándar de comunicaciones del sector para la interoperabilidad de diferentes componentes, que proporciona un punto único para la gestión de los datos industriales [6].

En la ventana principal del servidor OPC se definen todas las variables necesarias de entradas (Figura 3.3), de los PIDs (Figura 3.4), de salida (Figura 3.5) y también variables generales (Figura 3.6). Principalmente, se hará uso de las siguientes:

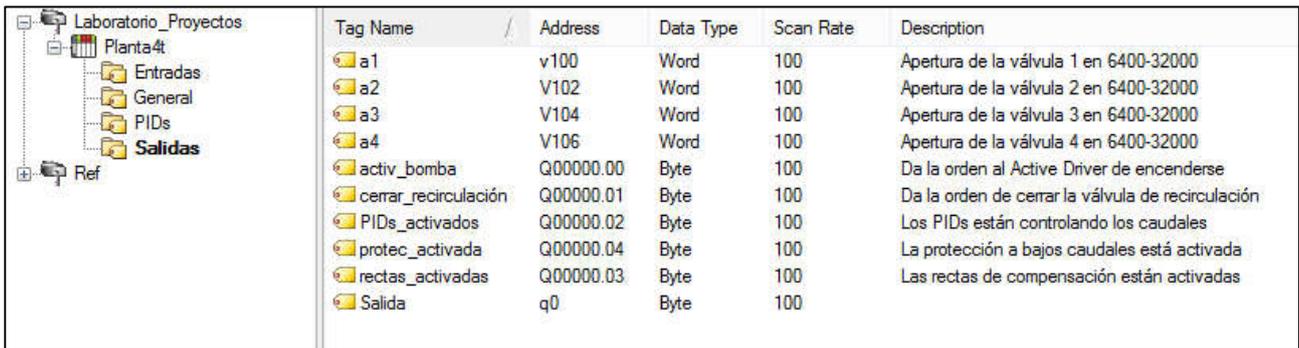
- Arranque y parada de la planta: `byte_de_estado`.
- Estado de la bomba: `bomba_marcha` y `bomba_parada`.
- Límite de caudales: `qmin`, `qmax`
- Caudales de cada tanque: `qsf1`, `qsf2`, `qsf3`, `qsf4`.
- Niveles de los tanques: `hsf1`, `hsf2`, `hsf3`, `hsf4`.
- Referencias de tanques: `Ref1`, `Ref2`, `Ref3`, `Ref4`.

Tag Name	Address	Data Type	Scan Rate	Description
alama_manual	i00000.04	Byte	100	Accionamiento de la Válvula de forma manual desde el panel
bomba_marcha	i00001.02	Byte	100	La bomba está en marcha
bomba_parada	i00001.01	Byte	100	La bomba está parada por alguna razón
boya1	i00000.00	Byte	100	Alarma nivel depósito 1
boya2	i00000.01	Byte	100	Alarma nivel depósito 2
boya3	i00000.02	Byte	100	Alarma nivel depósito 3
boya4	i00000.03	Byte	100	Alarma nivel depósito 4
Entrada1	i0	Byte	100	
Entrada2	i1	Byte	100	
fin_alama	i00000.05	Byte	100	Fin Alarma desde el panel del cuadro de forma manual
h1	AI0	Word	100	Altura del depósito 1 en 6400-32000
h2	AI2	Word	100	Altura del depósito 2 en 6400-32000
h3	AI4	Word	100	Altura del depósito 3 en 6400-32000
h4	AI6	Word	100	Altura del depósito 4 en 6400-32000
manual_automatico	i00001.00	Byte	100	1 = Manual, 0 = Automatico
q1	AI8	Word	100	Caudal del depósito 1 en 6400-32000
q2	AI10	Word	100	Caudal del depósito 2 en 6400-32000
q3	AI12	Word	100	Caudal del depósito 3 en 6400-32000
q4	AI14	Word	100	Caudal del depósito 4 en 6400-32000
rele_bomba	i00000.07	Byte	100	Relé Bomba cerrado (se le da la orden al active driver)
rele_valvula	i00000.06	Byte	100	Válvula de recirculación cerrada

Figura 3.3 Variables de entradas en KEPServer V6

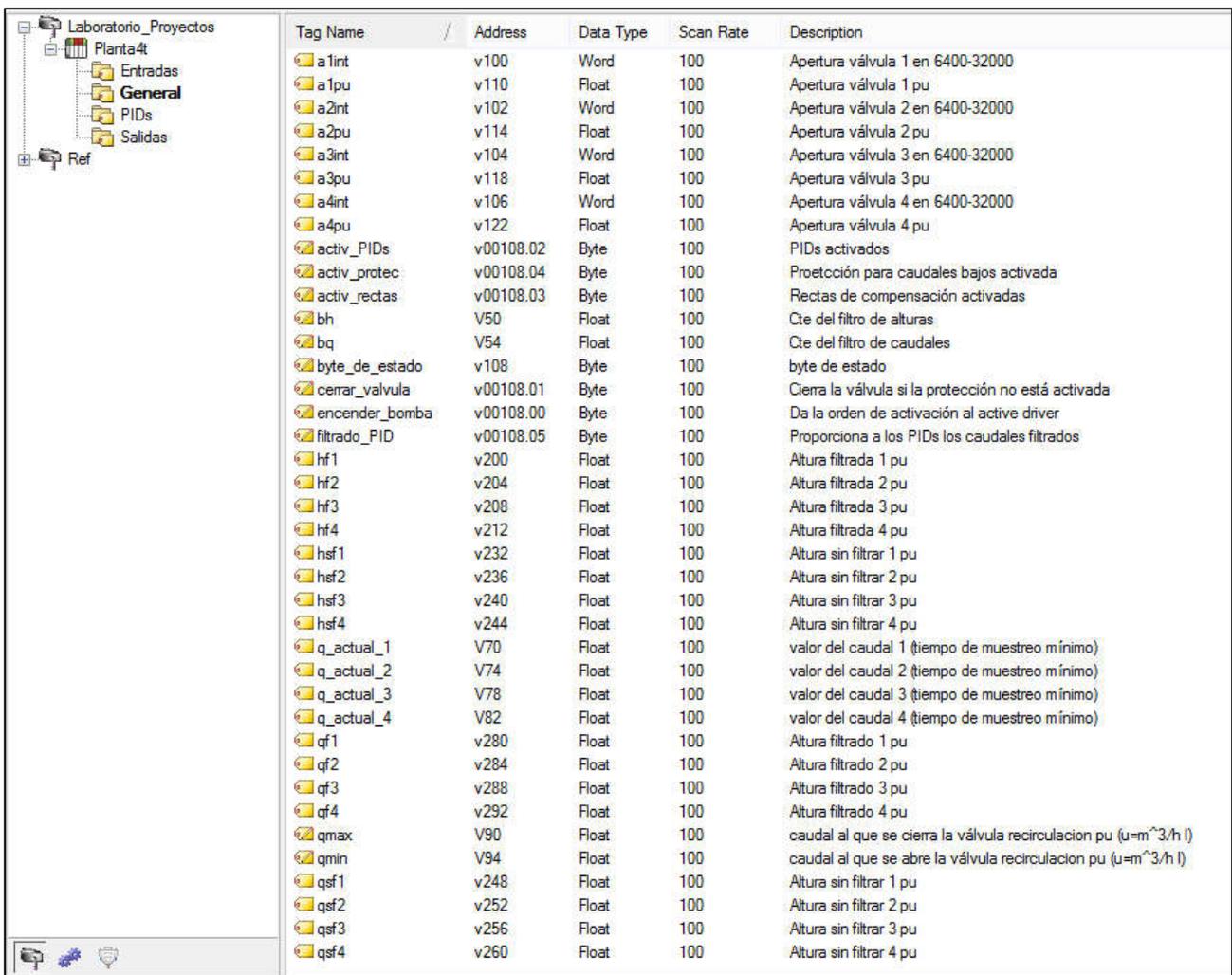
Tag Name	Address	Data Type	Scan Rate	Description
caudal_actual_1	V300	Float	100	
caudal_actual_2	v340	Float	100	
caudal_actual_3	v380	Float	100	
caudal_actual_4	v420	Float	100	
K1	v312	Float	100	
k2	v352	Float	100	
K3	v392	Float	100	
K4	v432	Float	100	
MX1	v328	Float	100	
MX2	v368	Float	100	
MX3	v408	Float	100	
MX4	v448	Float	100	
Ref1	V304	Float	100	
Ref2	v344	Float	100	
Ref3	v384	Float	100	
Ref4	v424	Float	100	
SalPID1	v308	Float	100	
SalPID2	v348	Float	100	
SalPID3	v388	Float	100	
SalPID4	v428	Float	100	
Td1	v324	Float	100	
Td2	v364	Float	100	
Td3	v404	Float	100	
Td4	v444	Float	100	
Temporizacion	v98	Word	100	
Ti1	v320	Float	100	
Ti2	v360	Float	100	
Ti3	v400	Float	100	
Ti4	v440	Float	100	
Tm1	v316	Float	100	
Tm2	v356	Float	100	
Tm3	v396	Float	100	
Tm4	v436	Float	100	

Figura 3.4. Variables PIDs en KEPServer V6



Tag Name	Address	Data Type	Scan Rate	Description
a1	v100	Word	100	Apertura de la válvula 1 en 6400-32000
a2	V102	Word	100	Apertura de la válvula 2 en 6400-32000
a3	V104	Word	100	Apertura de la válvula 3 en 6400-32000
a4	V106	Word	100	Apertura de la válvula 4 en 6400-32000
activ_bomba	Q00000.00	Byte	100	Da la orden al Active Driver de encenderse
cerrar_recirculación	Q00000.01	Byte	100	Da la orden de cerrar la válvula de recirculación
PIDs_activados	Q00000.02	Byte	100	Los PIDs están controlando los caudales
protec_activada	Q00000.04	Byte	100	La protección a bajos caudales está activada
rectas_activadas	Q00000.03	Byte	100	Las rectas de compensación están activadas
Salida	q0	Byte	100	

Figura 3.5 Variables de salida en KEPServer V6



Tag Name	Address	Data Type	Scan Rate	Description
a1int	v100	Word	100	Apertura válvula 1 en 6400-32000
a1pu	v110	Float	100	Apertura válvula 1 pu
a2int	v102	Word	100	Apertura válvula 2 en 6400-32000
a2pu	v114	Float	100	Apertura válvula 2 pu
a3int	v104	Word	100	Apertura válvula 3 en 6400-32000
a3pu	v118	Float	100	Apertura válvula 3 pu
a4int	v106	Word	100	Apertura válvula 4 en 6400-32000
a4pu	v122	Float	100	Apertura válvula 4 pu
activ_PIDs	v00108.02	Byte	100	PIDs activados
activ_protec	v00108.04	Byte	100	Protección para caudales bajos activada
activ_rectas	v00108.03	Byte	100	Rectas de compensación activadas
bh	V50	Float	100	Cte del filtro de alturas
bq	V54	Float	100	Cte del filtro de caudales
byte_de_estado	v108	Byte	100	byte de estado
cerrar_valvula	v00108.01	Byte	100	Cierra la válvula si la protección no está activada
encender_bomba	v00108.00	Byte	100	Da la orden de activación al active driver
filtrado_PID	v00108.05	Byte	100	Proporciona a los PIDs los caudales filtrados
hf1	v200	Float	100	Altura filtrada 1 pu
hf2	v204	Float	100	Altura filtrada 2 pu
hf3	v208	Float	100	Altura filtrada 3 pu
hf4	v212	Float	100	Altura filtrada 4 pu
hsf1	v232	Float	100	Altura sin filtrar 1 pu
hsf2	v236	Float	100	Altura sin filtrar 2 pu
hsf3	v240	Float	100	Altura sin filtrar 3 pu
hsf4	v244	Float	100	Altura sin filtrar 4 pu
q_actual_1	V70	Float	100	valor del caudal 1 (tiempo de muestreo mínimo)
q_actual_2	V74	Float	100	valor del caudal 2 (tiempo de muestreo mínimo)
q_actual_3	V78	Float	100	valor del caudal 3 (tiempo de muestreo mínimo)
q_actual_4	V82	Float	100	valor del caudal 4 (tiempo de muestreo mínimo)
qf1	v280	Float	100	Altura filtrado 1 pu
qf2	v284	Float	100	Altura filtrado 2 pu
qf3	v288	Float	100	Altura filtrado 3 pu
qf4	v292	Float	100	Altura filtrado 4 pu
qmax	V90	Float	100	caudal al que se cierra la válvula recirculación pu ($u=m^{3/3/h l}$)
qmin	V94	Float	100	caudal al que se abre la válvula recirculación pu ($u=m^{3/3/h l}$)
qsf1	v248	Float	100	Altura sin filtrar 1 pu
qsf2	v252	Float	100	Altura sin filtrar 2 pu
qsf3	v256	Float	100	Altura sin filtrar 3 pu
qsf4	v260	Float	100	Altura sin filtrar 4 pu

Figura 3.6 Variables Generales en KEPServer V6

3.2 Cliente OPC LabVIEW. Puesta en marcha de la planta.

Como se ha comentado anteriormente, para que LabVIEW pueda operar como cliente OPC, es necesaria la instalación del módulo LabVIEW: *Datalogging and Supervisory Control* (DSC). Este módulo amplía los beneficios de la programación gráfica al desarrollo de aplicaciones *Supervisory*

Control and Data Acquisition (SCADA) y sus herramientas sirven para comunicar PLCs, registrar datos a bases de datos, administrar alarmas y eventos, crear interfaces humano-máquina (HMIs), etc. [7]

De esta forma se podrá realizar una comunicación OPC satisfactoria integrando los bloques (de inicio y fin de la comunicación, de escritura y de lectura) que se muestran en la Figura 3.7. El tiempo de lectura de las variables se ha establecido cada 100 ms.

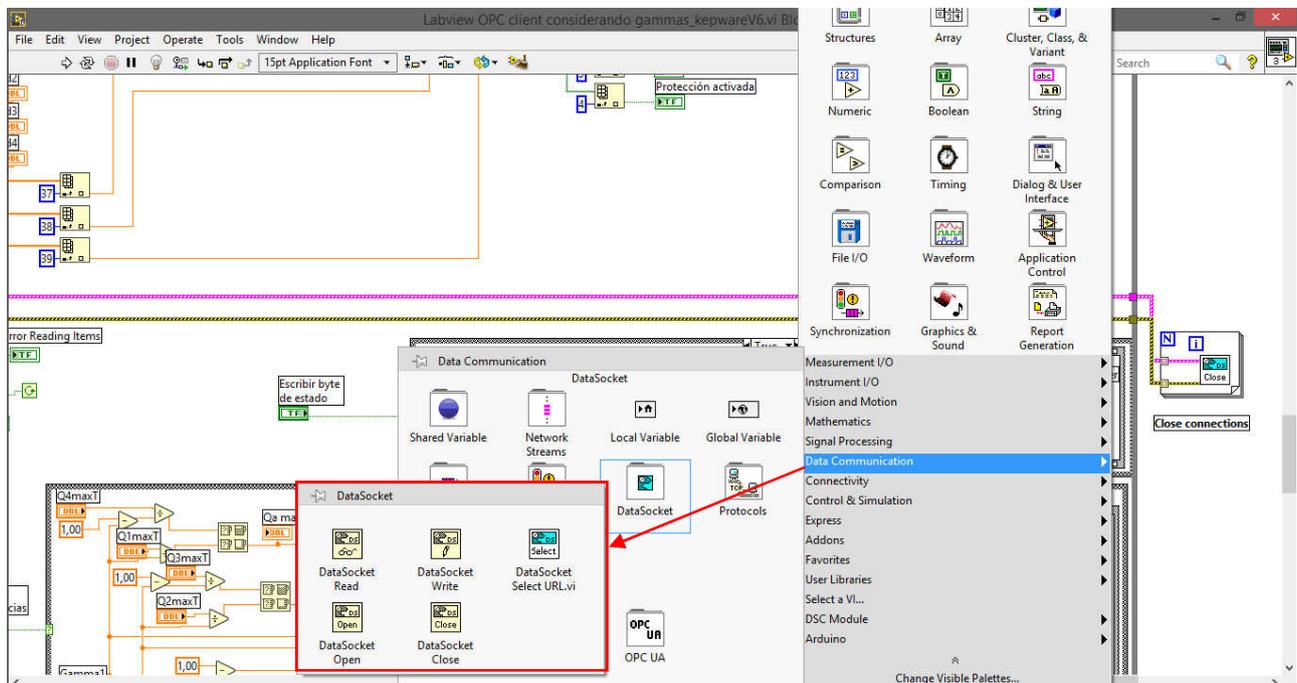


Figura 3.7 Bloques DataSocket del LabVIEW para la comunicación, escritura y lectura OPC

Para la supervisión del sistema y poder acceder a la información en tiempo real se tiene un sistema SCADA en LabVIEW (archivo: Labview OPC client considerando gammas_kepwareV6.vi) que se muestra en las Figura 3.8 y Figura 3.9.

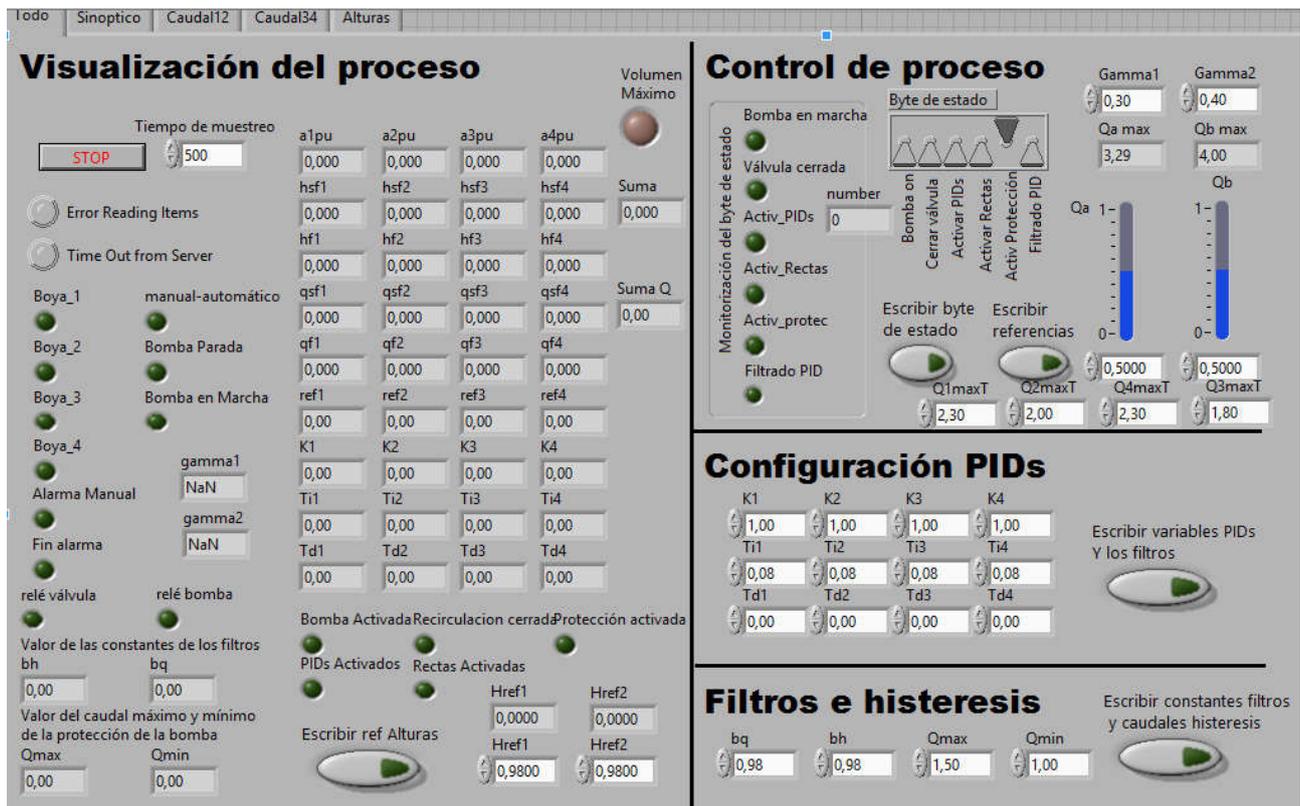


Figura 3.8 Ventana Principal del SCADA para el Control y la Visualización del Proceso

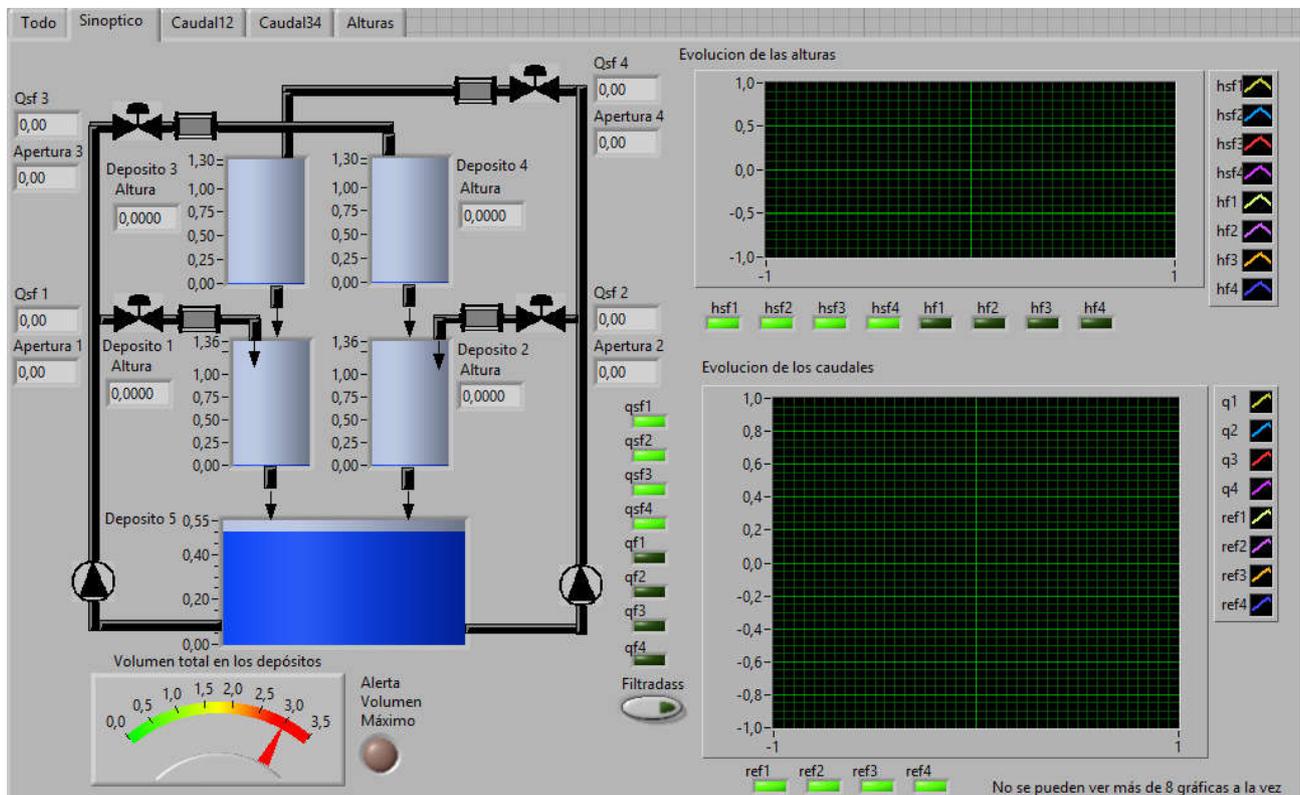


Figura 3.9 Ventana del SCADA para visualización de la evolución de alturas y caudales

La puesta en marcha de la planta se realiza conectando la alimentación eléctrica del armario de mando y control, ejecutando el SCADA, y estableciendo el byte de estado en el valor 29. Para ello, hay que seleccionar ‘Bomba ON’, ‘Activar PIDs’, ‘Activar Rectas’, ‘Activar Protección’ y pulsar “Escribir byte de estado” (Figura 3.10 (a)).

Para el apagado el procedimiento es similar, únicamente hay que seleccionar “Activar Protección”, pulsar “Escribir byte de estado” y el byte de estado tomará el valor 16 (Figura 3.10 (b)).

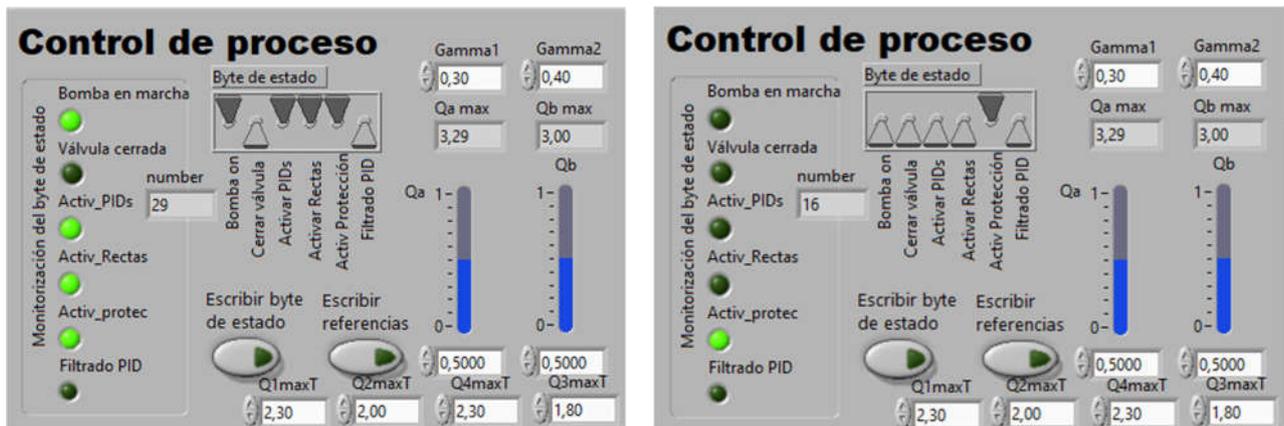


Figura 3.10 (a) Encendido de la Planta, (b) Apagado de la Planta

Una vez en marcha, se puede escribir unas determinadas referencias en caudal o, como se ha hecho en este caso, dejar el SCADA únicamente para la visualización del proceso y controlarlo mediante MatLAB/Simulink®.

3.3 Cliente OPC Matlab®

La *toolbox* OPC™ permite el acceso a históricos de datos OPC directamente desde MATLAB®. Es posible leer, escribir y registrar datos de OPC desde dispositivos, como sistemas de control distribuido, sistemas de control de supervisión y adquisición de datos, y controladores lógicos programables. *Toolbox* OPC permite trabajar con datos de servidores en tiempo real e históricos de datos que cumplen con el estándar de acceso a datos (DA) OPC, el estándar de acceso a datos históricos (HDA) OPC y el estándar OPC *Unified Architecture* (UA) [8].

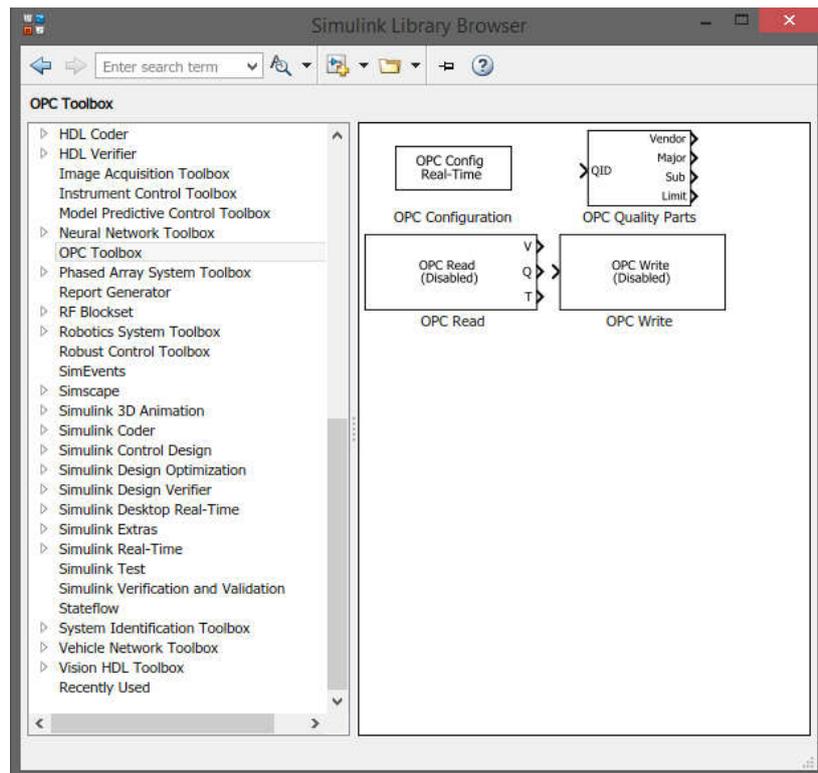


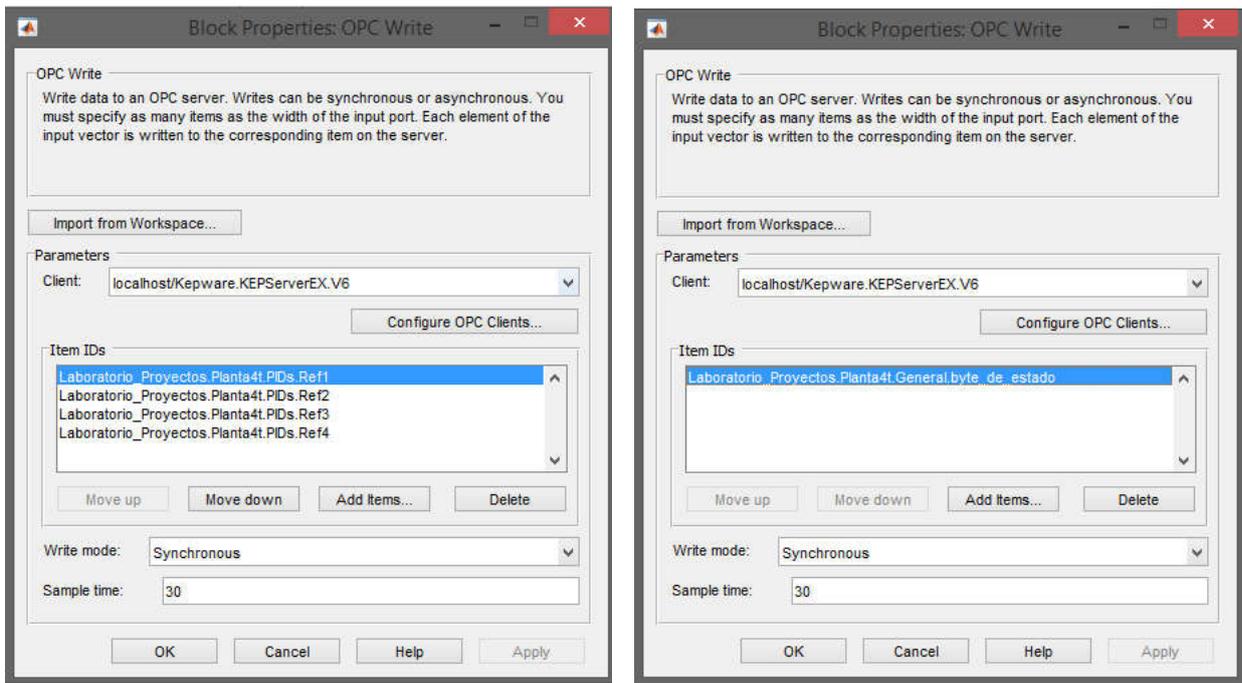
Figura 3.11 Toolbox OPC™ de Matlab ©

La Figura 3.11 muestra los bloques OPC disponibles: *OPC Configuration*, *OPC Read*, *OPC Quality Parts* y *OPC Write*.

- El bloque *OPC Configuration* define los clientes de OPC que se utilizarán en un modelo, configura el comportamiento pseudo en tiempo real para el modelo y define el comportamiento de los errores y eventos de OPC. Este bloque no tiene puertos de entrada, pero tiene un puerto de salida opcional que muestra la latencia del modelo (tiempo de espera en cada paso de simulación para lograr un comportamiento pseudo en tiempo real).
- El bloque *OPC Read* lee datos de uno o más elementos en un servidor OPC. La operación de lectura se realiza de forma síncrona (desde la memoria caché o desde el dispositivo) o de forma asíncrona (desde el dispositivo). El bloque emite los valores (V) de los elementos solicitados en la primera salida, y opcionalmente envía los ID de calidad (Q) y los sellos de tiempo (T) asociados con cada valor de datos en salidas adicionales. La marca de tiempo puede mostrarse como un número de serie (tiempo real) o como el número de segundos desde el inicio de la simulación (tiempo de simulación).
- El bloque de *OPC Write* escribe datos en uno o más elementos en un servidor OPC. La operación de escritura se lleva a cabo de forma síncrona o asíncrona. Cada elemento del vector de entrada se escribe en el elemento correspondiente en la lista de ID de artículo definida para el bloque de escritura OPC.

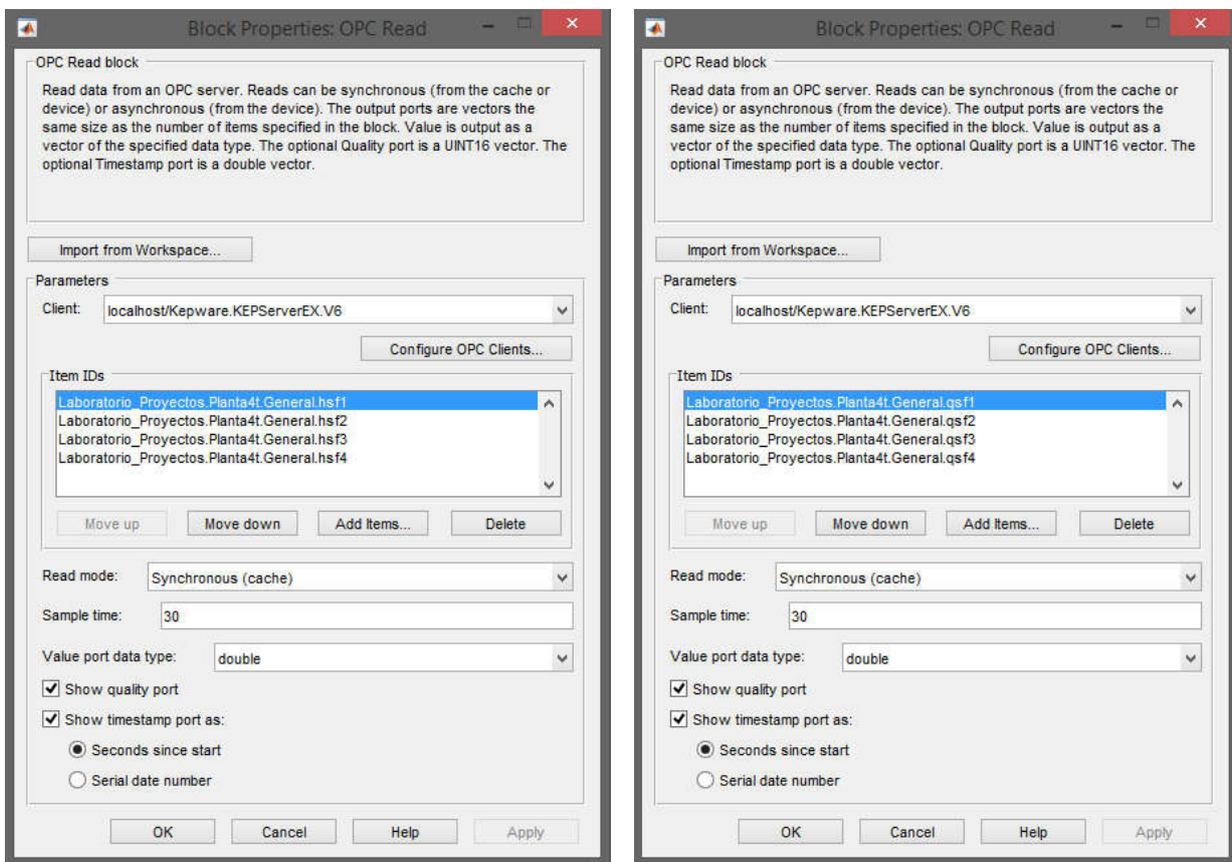
Para controlar la planta de los cuatro tanques se ha hecho uso de:

- Dos bloques de escritura, uno para escribir los niveles de referencia de los cuatro tanques, y otro para escribir el byte de estado con el valor 29 para el arranque de la planta. En la Figura 3.12 se muestra la configuración de dichos bloques.



(a) (b)
Figura 3.12 Detalles de los bloques 'OPC Write' de Matlab©: (a) OPC Ref, (b) OPC Estado

- Dos bloques de lectura, uno para leer los niveles de altura de los cuatro tanques, y otro para leer los caudales que se aplican (Figura 3.13)



(a) (b)
Figura 3.13 Detalles de los bloques 'OPC Read' de Matlab©: (a) OPC Lectura Alturas, (b) OPC Lectura Caudales

- Un bloque *OPC Configuration* imprescindible para poder usar los bloques anteriores. La Figura 3.14 indica la configuración de este bloque.

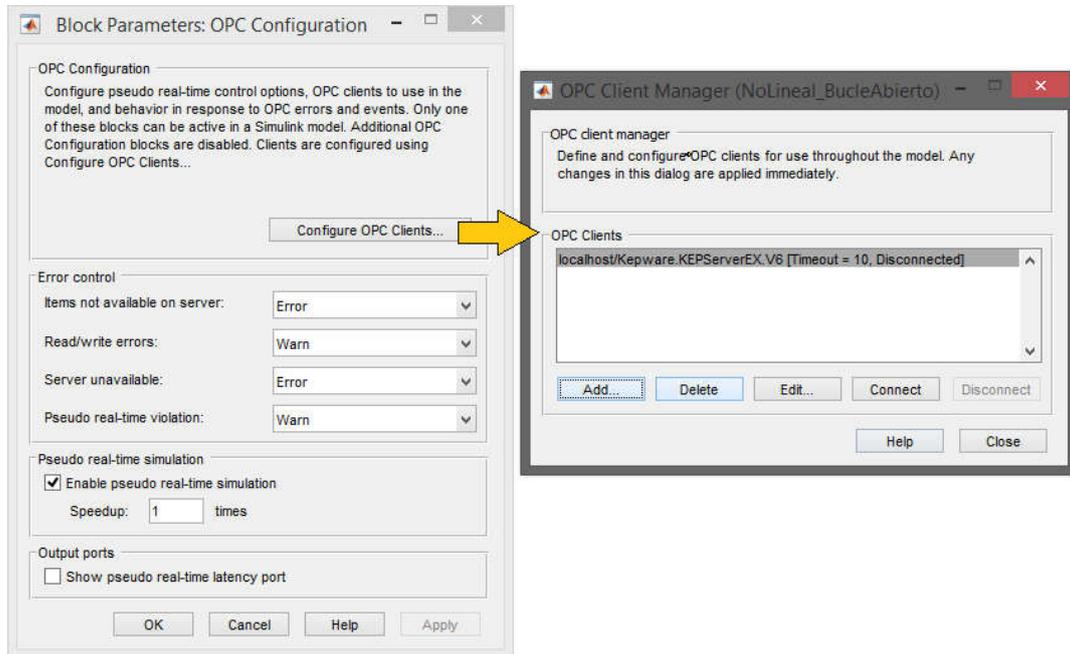


Figura 3.14 Detalle del bloque 'OPC Configuration' de Matlab©

Para poder controlar la planta de los cuatro tanques se ha realizado el esquema de Simulink de la Figura 3.15 formado por el conjunto de bloques OPC configurados como han sido detallados anteriormente.

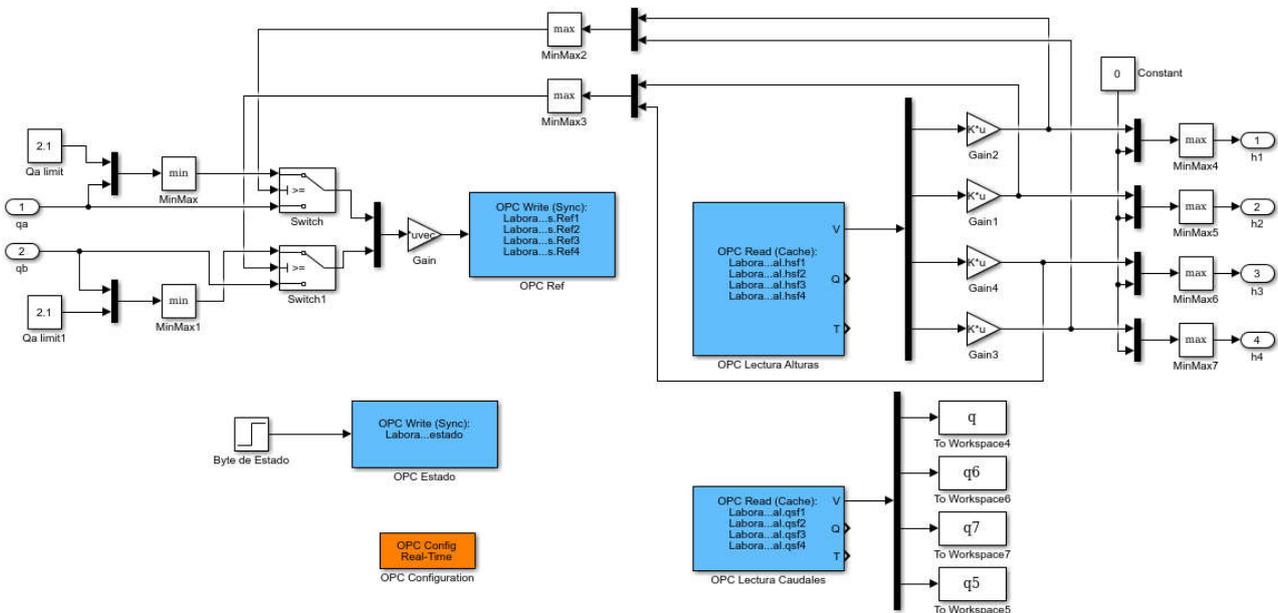


Figura 3.15 Bloques OPC de la planta de los cuatro tanques en Matlab©

4 OBTENCIÓN DE TRAYECTORIAS

4.1 Planteamiento de los experimentos

Los experimentos que se van a realizar para la obtención de trayectorias se pueden desglosar en dos tramos. En un primer tramo, se lleva el sistema a un punto de equilibrio mediante su funcionamiento en bucle abierto y una vez en régimen estacionario, se cierra el lazo aplicando un control PID para llevar el sistema a un punto final de regulación. En la Figura 4.1 se muestra el diagrama planteado para los experimentos.

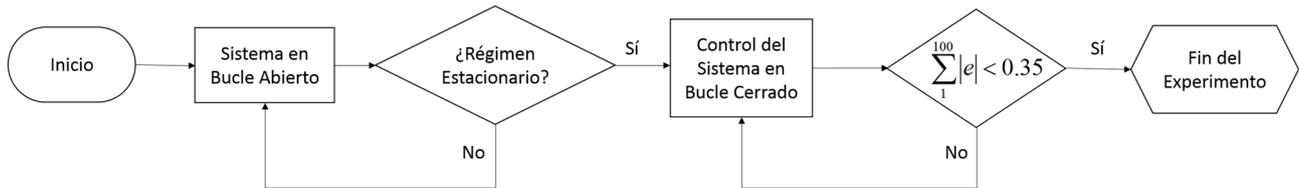


Figura 4.1. Diagrama planteado para los experimentos

- Las señales de control, para aplicarse al sistema en bucle abierto, se elegirán de forma aleatoria teniendo en cuenta las restricciones de operación del sistema con respecto a los valores de entradas (caudales) y salidas (alturas).
- El punto final es fijo para todas las trayectorias y se ha elegido de tal forma que se corresponda con un nivel de los tanques inferiores aproximadamente igual a la mitad de su altura:

$$h_1 = 0.5006 \text{ m} \quad h_2 = 0.4704 \text{ m} \quad (4.1)$$

cuya traducción en caudal es:

$$q_a = 1.50 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \quad q_b = 1.70 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \quad (4.2)$$

4.2 Mapa de exploración de puntos válidos

Para explorar los puntos válidos de la planta se han realizado una serie de experimentos en bucle abierto mediante un barrido en caudales (Figura 4.2). Teniendo en cuenta las restricciones de caja que presenta, tanto las señales de control como las salidas, se obtienen un conjunto de puntos de operación $h_1 - h_2$ (Figura 4.3).

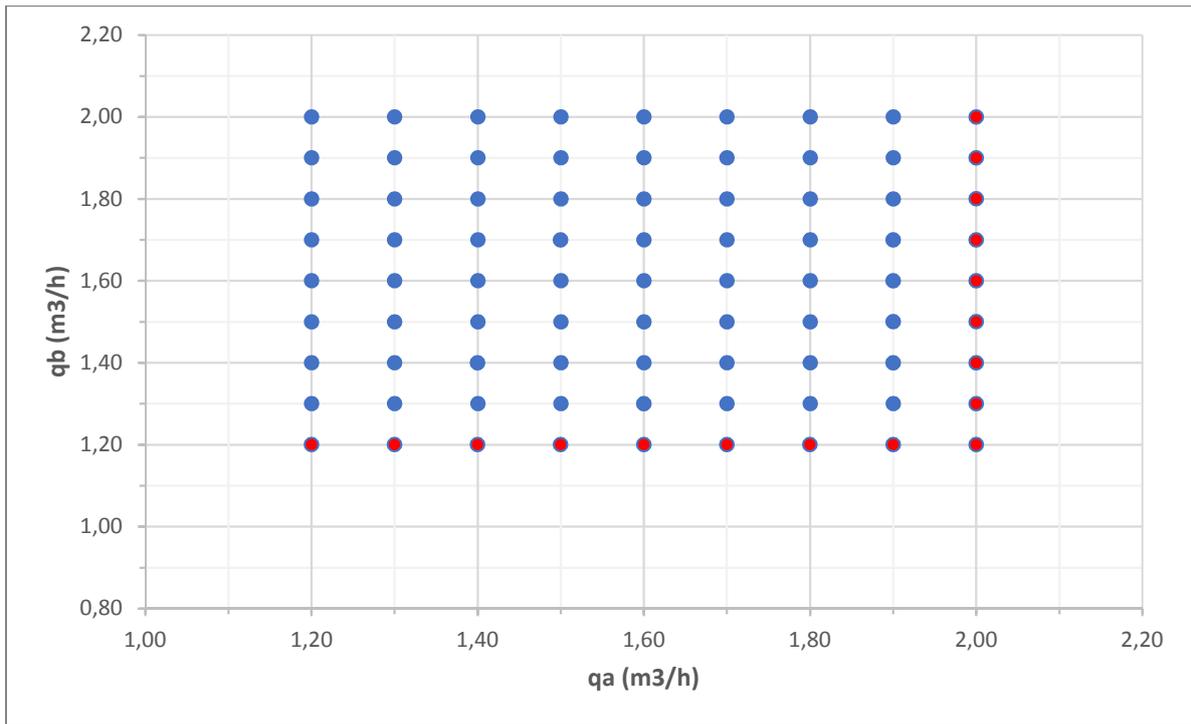


Figura 4.2 Mapa de caudales explorados

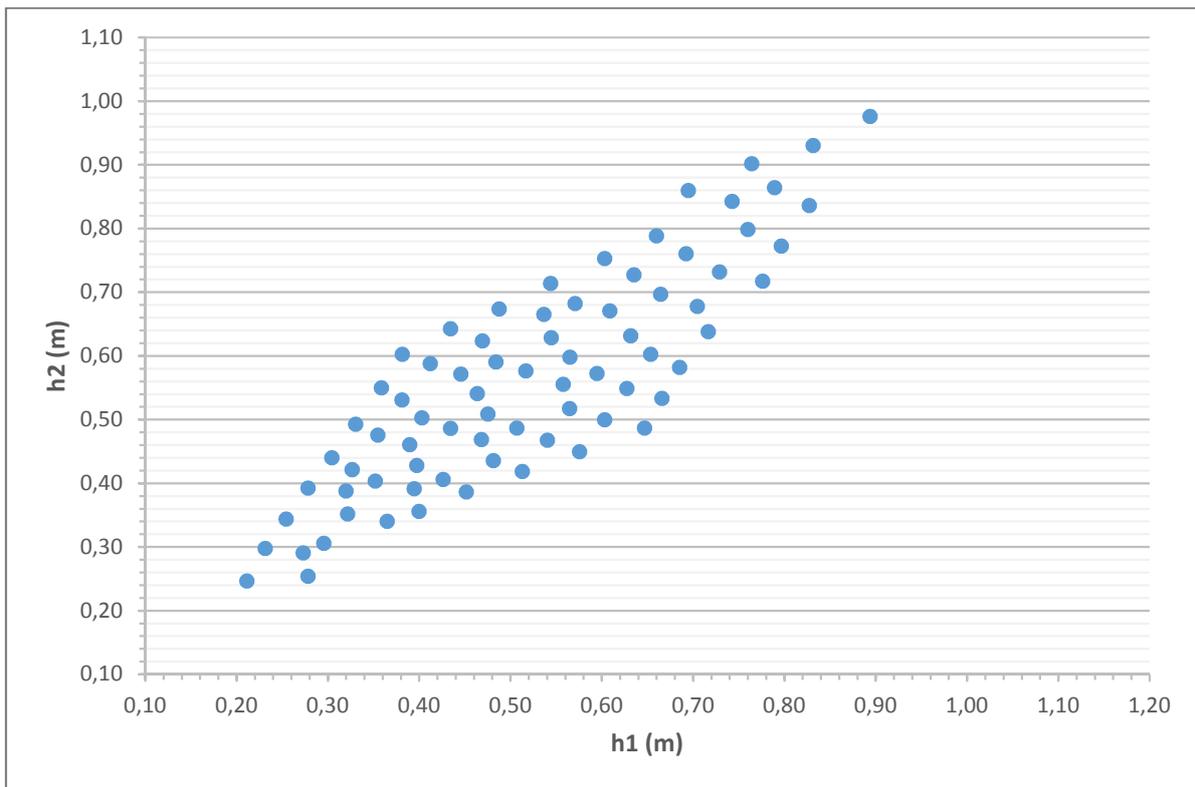


Figura 4.3 Mapa de niveles de los tanques inferiores correspondientes a los caudales explorados

En la Figura 4.3 se observa que los puntos de operación se mantienen dentro del intervalo establecido (entre 0.2 m y 1.2 m). Nótese que, aunque estos niveles cumplan las restricciones, el nivel del tanque 3 y 4 puede no cumplirlas y, por lo tanto, hay una serie de pares de caudales que no son admisibles y se encuentran marcados de color rojo en la Figura 4.2.

4.3 Diseño de controladores multi-lazo

Los sistemas multivariables se caracterizan por la presencia de interacciones entre los bucles de control. Teniendo en cuenta el estudio de las interacciones realizado en el capítulo 2, es posible realizar un control multi-lazo o descentralizado (múltiples SISO) mediante PID's para el sistema multivariable. En la Figura 4.4 se muestra el esquema de control; obsérvese que se han intercambiado los lazos para que la entrada 1 controle la salida 2 y viceversa.

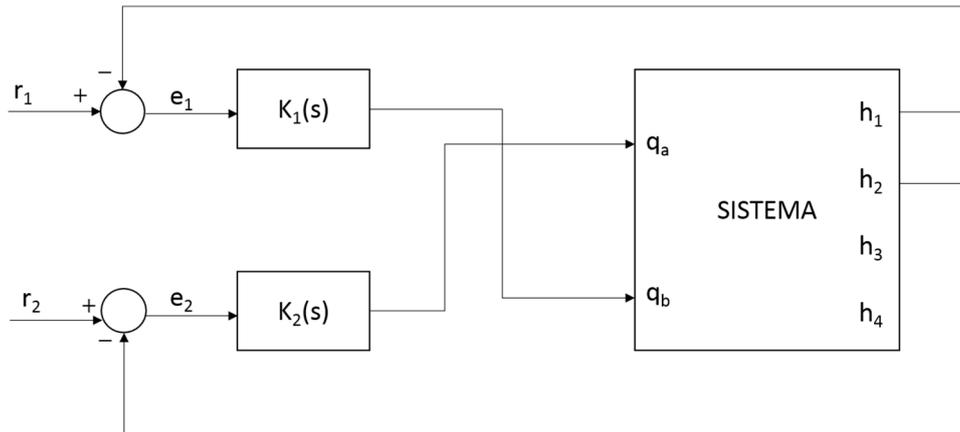


Figura 4.4 Esquema de control descentralizado PID

La sintonía de controladores PID's se ha realizado por las reglas Ziegler-Nichols [4] diseñando el PID de cada lazo y, posteriormente, ajustándolos de tal forma que se consiga un compromiso entre el tiempo de subida, el sobreimpulso máximo y el error en régimen estacionario además de garantizar que el sistema no tome estados restringidos o no válidos.

$$K_1(s) = Kp_1 + \frac{Ki_1}{s} + Kd_1 \cdot s = Kp_1 \cdot \left(1 + \frac{1}{Ti_1 \cdot s} + Td_1 \cdot s\right) \tag{4.3}$$

$$K_2(s) = Kp_2 + \frac{Ki_2}{s} + Kd_2 \cdot s = Kp_2 \cdot \left(1 + \frac{1}{Ti_2 \cdot s} + Td_2 \cdot s\right) \tag{4.4}$$

En la Tabla 4.1 se expone un resumen de los principales efectos de los parámetros del P, I y D de forma independiente [5].

Tabla 4.1 Efectos de sintonía de los parámetros P, I y D de forma independiente

Respuesta lazo cerrado	Tiempo de subida	Sobreimpulso	Tiempo establecimiento	Error en reg. permanente	Estabilidad
↑Kp	Decremento	Incremento	Pequeño incremento	Decremento	Empeora
↑Ki	Pequeño decremento	Incremento	Incremento	Gran decremento	Empeora
↑Kd	Pequeño decremento	Decremento	Decremento	Cambio menor	Mejora

De esta forma, los controladores de ambos lazos serán diferentes y los parámetros se toman de forma aleatoria en el intervalo:

- **Constante proporcional (Kp1 y Kp2):** Valores entre 1 y 3,5.
- **Tiempo integral (Ti1 y Ti2):** Valores entre 300 y 500.
- **Tiempo derivativo (Td1 y Td2):** Valores entre 10 y 30.

Durante esta parte del experimento se irá comprobando si el sumatorio del valor absoluto de 100 errores consecutivos es menor que un valor (en este caso, 0.35). De este modo, una vez se cumpla esta condición, el sistema habrá llegado a régimen estacionario y, por tanto, el experimento finaliza.

4.4 Pasos para la obtención de trayectorias en la planta de los cuatro tanques

Cada trayectoria parte de un estado inicial diferente $h_i^0 \in \mathbb{R}^4$ siendo $h_i^0 = \{h_{10}, h_{20}, h_{30}, h_{40}\}$ y convergen a una referencia fija $h_{ref} \in \mathbb{R}^4$ donde $h_{ref} = \{r_1, r_2, r_3, r_4\}$. Para su generación se ha creado un fichero de Matlab© en el que se incluye los siguientes pasos:

1. Aplicar señales de control al sistema en bucle abierto hasta alcanzar el régimen estacionario (20 min. aprox.) (Figura 4.5).

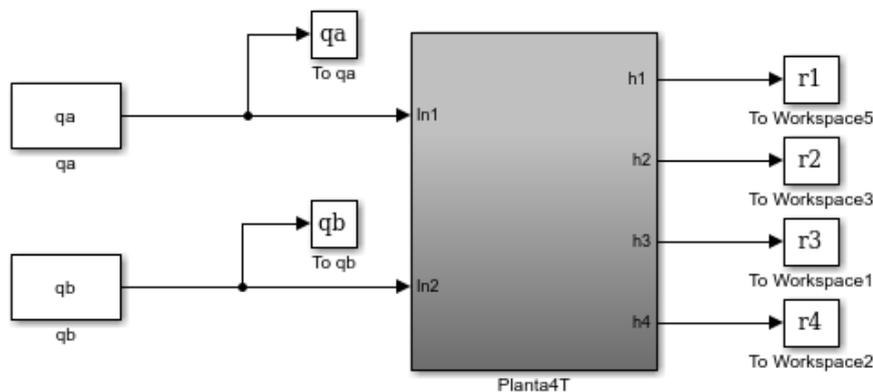


Figura 4.5 Esquema en Simulink de sistema en bucle abierto: “sim_BucleAbierto.slx”

2. Una vez en un punto estable, se cierra el bucle y se controla con la referencia del punto actual. En este caso, la salida debe permanecer en el mismo valor (5 min. aprox.) (Figura 4.6).
3. Cambiar el punto de referencia al punto indicado en la ecuación (4.1) y mantener el control hasta que el valor absoluto de 100 errores consecutivos sea menor que 0.35 (entre 1.5 h y 2 h aprox.) (Figura 4.6).
4. Apagar la planta y desalojar el agua contenida en los tanques (2.5 min. aprox.).

4.5 Trayectorias obtenidas mediante simulación

Como se comentó anteriormente, se va a realizar un simulacro de control predictivo basado en datos mediante simulación de la planta. Para ello, se van a recopilar 50 trayectorias obtenidas con el modelo no lineal del sistema y se va a crear una base de datos.

Los experimentos, tal y como se describieron en el capítulo 3, están formados por dos tramos: un primer tramo en bucle abierto para llevar al sistema a diferentes puntos y un segundo tramo en bucle cerrado que regula a un punto final fijo. Para la base de datos sólo interesa recopilar la información del segundo tramo que es el controlado. La Figura 4.7 muestra el conjunto de las 60 trayectorias recopiladas.

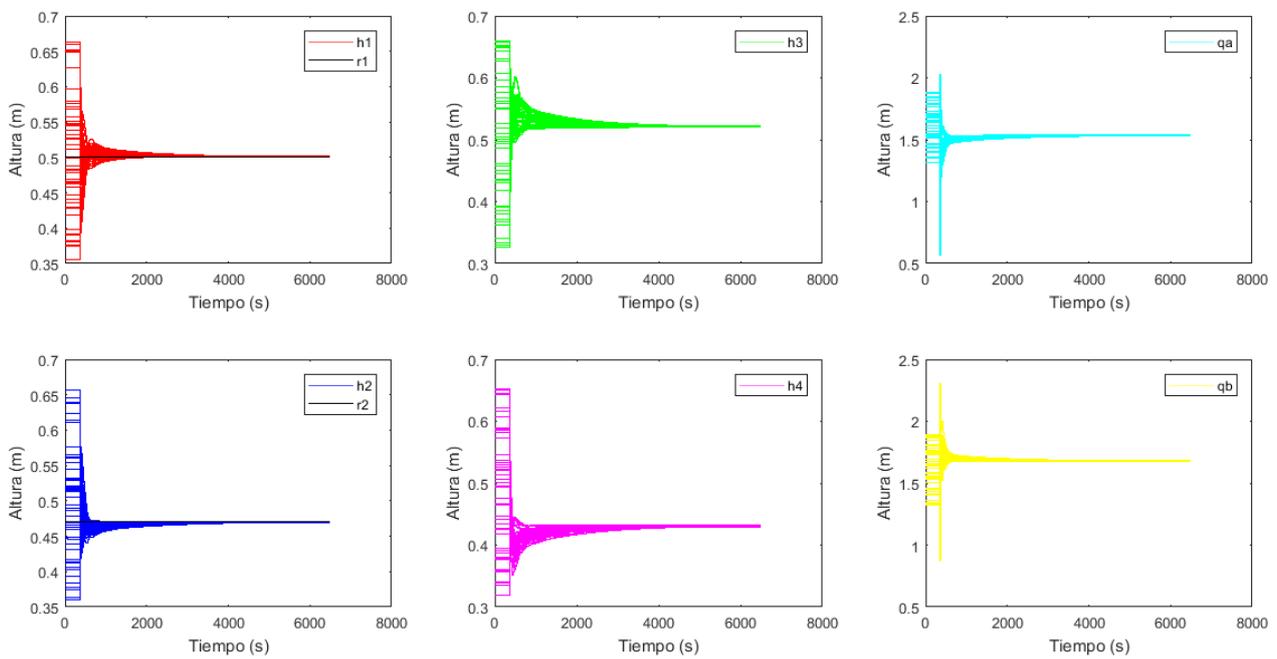


Figura 4.7 Conjunto de 50 trayectorias para la BD simulada

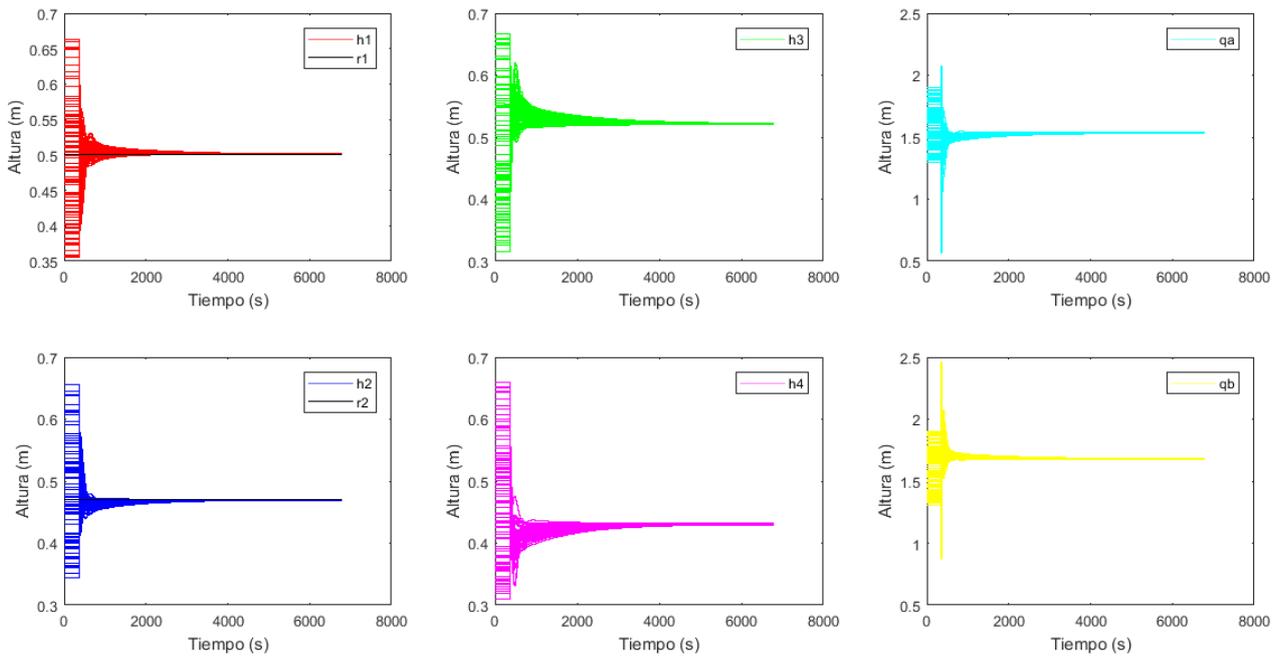


Figura 4.8 Conjunto de 100 trayectorias para la BD simulada

4.6 Trayectorias obtenidas en la planta real

Se han recopilado las trayectorias obtenidas con la planta de los cuatro tanques y se ha creado una base de datos que se usará posteriormente para controlarla. La Figura 4.9 y la Figura 4.10 ilustran las trayectorias recopiladas para crear una BD de 60 trayectorias y otra de 100 trayectorias.

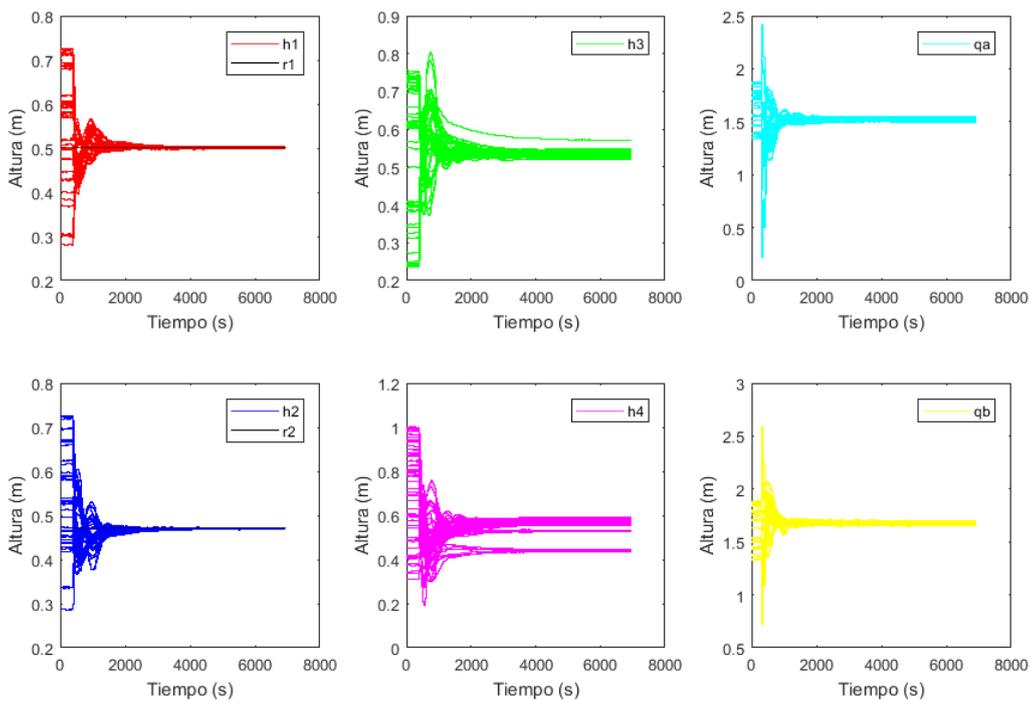


Figura 4.9 Conjunto de 60 trayectorias para la BD real

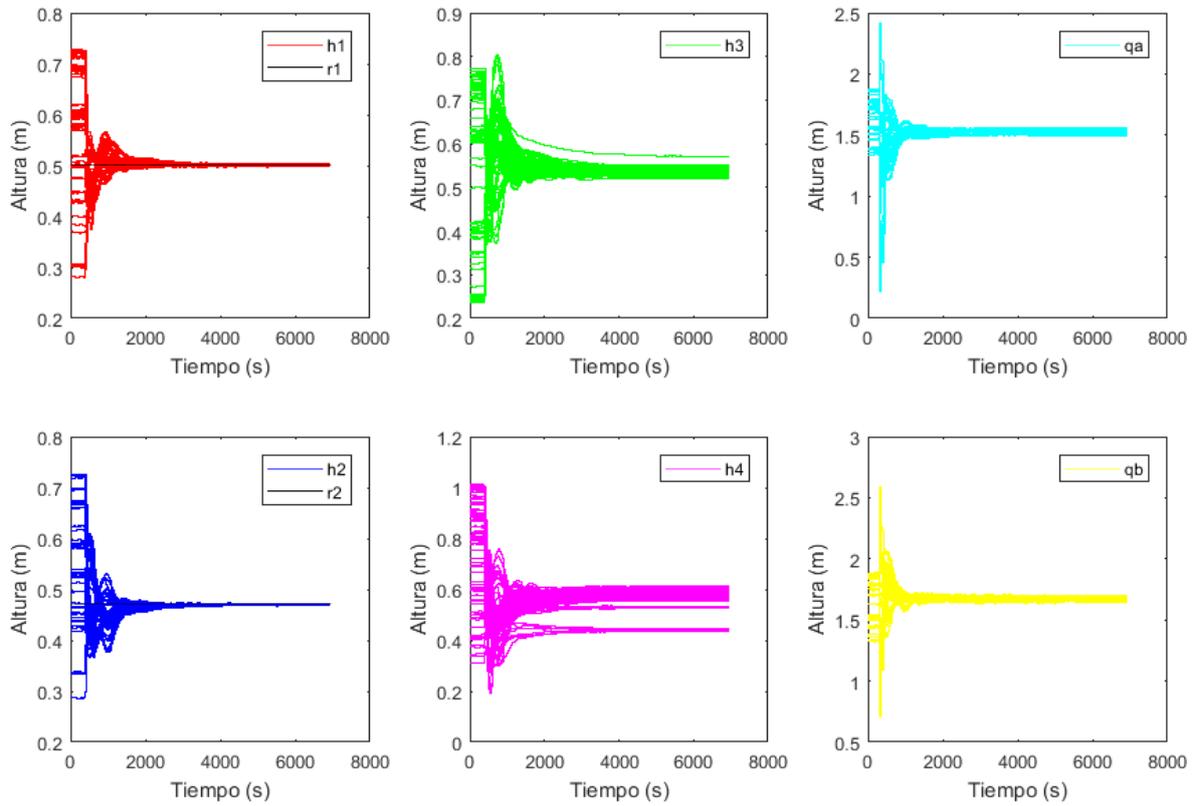


Figura 4.10 Conjunto de 100 trayectorias para la BD real

5 CREACIÓN DE LA BASE DE DATOS

Una base de datos es un banco de información perteneciente a un mismo contexto y almacenados sistemáticamente para su posterior uso. Según la variabilidad de la base de datos se puede decir que se trata de estática o dinámica. Mientras que las bases de datos estáticas son utilizadas primordialmente para la lectura de los datos que se han almacenado, en las dinámicas la información se modifica con el tiempo. En este caso, se trata de una base de datos estática donde se almacena un histórico de las trayectorias llevadas a cabo por la planta de los cuatro tanques en bucle cerrado con diferentes controladores durante un periodo de tiempo, t [10].

Por tanto, una vez recopilados datos de un conjunto de trayectorias se realiza una base de datos (BD) que contiene los estados/salidas, las señales de control y la referencia de todas las trayectorias. La Tabla 5.1 muestra la estructura de la base de datos que se va a realizar, donde el ID indica el número de la trayectoria.

Tabla 5.1 Estructura de la Base de Datos

ID	$t (s)$	$h1 (m)$	$h2 (m)$	$h3 (m)$	$h4 (m)$	$qa (m^3/s)$	$qb (m^3/s)$	$r1 (m)$	$r2 (m)$
1									
⋮									
2									
⋮									
⋮									
M									

Además, se ha formado un base de datos de identificadores (BDId) que indica los parámetros de los controladores aplicados en cada trayectoria (Tabla 5.2)

Tabla 5.2 Tabla con los Parámetros de los Controladores

ID	$kp1$	$ki1$	$kd1$	$kp2$	$ki2$	$kd2$
1						
⋮						
2						
⋮						
⋮						
M						

2. Cálculo del coste de etapa de cada trayectoria candidata. Para este coste sólo se usa una porción de longitud N de cada trayectoria.
3. Resolución del problema de optimización mediante combinación convexa de las trayectorias candidatas con menor coste.

A continuación, se presenta una función distancia que resuelve el problema de la elección de trayectorias, una función de coste para evaluar cada trayectoria candidata y, por último, un problema de optimización para obtener la secuencia de control óptima [11]:

- **Función distancia:**

Dado un vector de estados, $x(t)$, una base de datos, BD , y una fila de la base de datos, n_r , la función distancia se define como:

$$dist_{BD}(x(t), n_r) = \left| x(t) - x_{n_r} \right|_{\lambda}^2 \quad (6.1)$$

donde x_{n_r} es el vector de estado asociado a la fila n_r y $\lambda \in \mathbb{R}^n$ es un vector de pesos que relaciona las componentes de estado. La función distancia evalúa cuán lejos están los estados de la base de datos, x_{n_r} , del estado actual, $x(t)$.

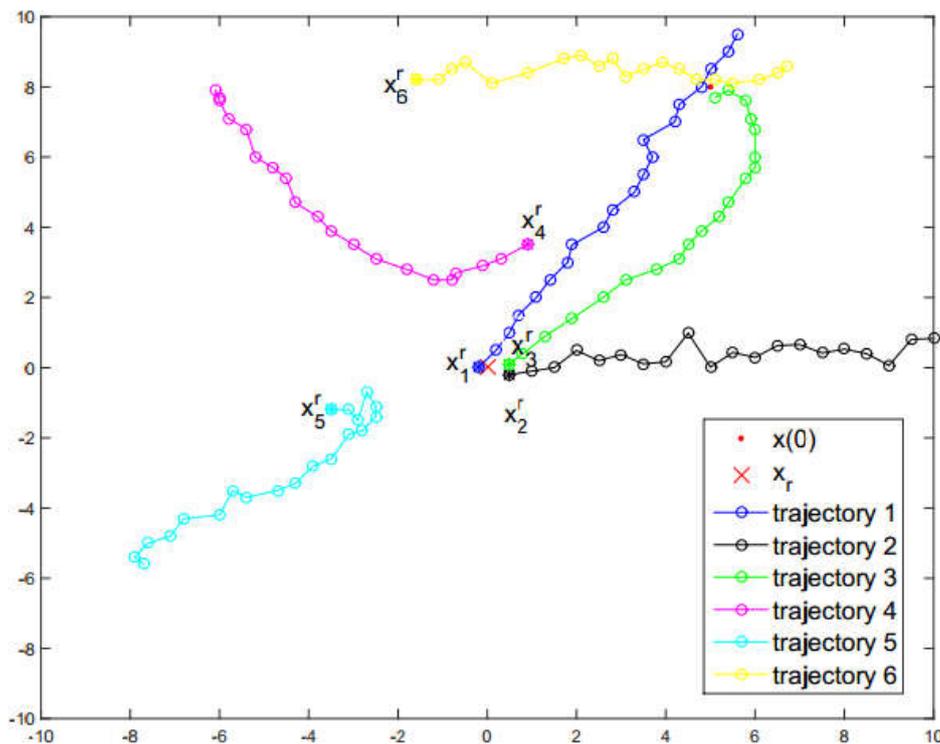


Figura 6.2 Trayectorias representadas en \mathbb{R}^2

La ecuación (6.1) se usará para encontrar el número de Q filas de la base de datos con el estado más cercano al estado actual y que tiene, al menos, $N-1$ filas consecutivas en sus trayectorias. Estas filas serán consideradas los estados iniciales de Q trayectorias con un horizonte de tiempo de N pasos. Asumiendo que el primer estado de la trayectoria candidata q está almacenada en la fila n_r ,

se puede definir el estado de la q -ésima trayectoria candidata $x_q(k)$ como la k -ésima fila por delante de la fila inicial n_r de la trayectoria candidata. De igual forma, las señales de entrada se pueden denotar $u_q(k)$.

- **Función de coste:**

Una vez selecciona las Q trayectorias candidatas, se hace un cálculo del coste asociado a cada una de ellas. Este coste está formado por un coste de etapa y un coste terminal:

$$J_q = \sum_{k=0}^{N-1} l(x_q(k), u_q(k)) + F(x_q(N)) \quad (6.2)$$

- **Problema de optimización:**

La secuencia de óptima de control será una combinación convexa de las secuencias de control de cada trayectoria candidata de menor coste. Por tanto, se resuelve el problema de optimización:

$$\begin{aligned} \min_{\beta \in \mathbb{R}^Q} \sum_{q=1}^Q \beta_q \cdot J_q & \quad (6.3) \\ \text{s.t. } x(t) &= \sum_{q=1}^Q \beta_q \cdot x_q(0) \\ \sum_{q=1}^Q \beta_q &= 1 \\ \beta_q &\geq 0 \quad \forall q \in [1, \dots, Q] \end{aligned}$$

La acción de control óptima $u^*(t)$ que se aplica es calculada como:

$$u^*(t) = \sum_{q=1}^Q \beta_q \cdot u_q(0) \quad (6.4)$$

La solución de (6.2) se aplica, de igual forma que el MPC, con la estrategia de horizonte de control deslizante. Nótese que la restricción $x(t) = \sum_{q=1}^Q \beta_q \cdot x_q(0)$ asegura que la combinación convexa de trayectorias parte del estado actual del sistema y de esta forma, la combinación convexa de las trayectorias candidatas es una estimación de la trayectoria del estado si la combinación convexa de las entradas de las trayectorias candidatas es aplicada.

Nótese, también, que la implementación de restricciones duras como $\beta_q \geq 0 \quad \forall q \in [1, \dots, Q]$ puede hacer que el problema de CPBD no sea factible. Por ello, se hace una variante del problema de optimización anterior con restricciones blandas tal que:

$$\min_{\beta \in \mathbb{R}^Q} \sum_{q=1}^Q \beta_q \cdot J_q + \alpha(\tau^2 + \tau) \quad (6.5)$$

$$s.t. \quad x(t) = \sum_{q=1}^Q \beta_q \cdot x_q(0)$$

$$\sum_{q=1}^Q \beta_q = 1$$

$$0 \leq \beta_q - \tau; \quad 0 \geq \beta_q + \tau; \quad \forall q \in [1, \dots, Q]$$

donde τ es la variable de holgura y α es el peso con el que se pondera la restricción blanda. Igual que en el caso anterior, la acción de control óptima $u^*(t)$ que se aplica es calculada como (6.4).

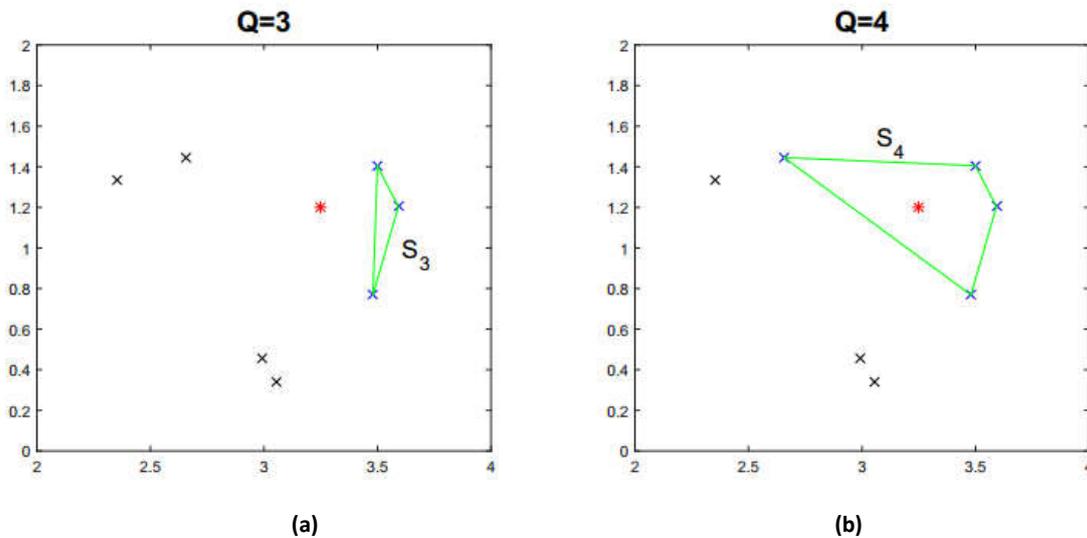


Figura 6.3 Problema de factibilidad en \mathbb{R}^2 : (a) No factible (b) Factible

6.2 Implementación en Simulink©

En la Figura 6.4 se ilustra el esquema del CPBD de la planta de los cuatro tanques siendo el bloque llamado CPBD una función de Simulink con el algoritmo de control. Esta función tiene como entradas los estados actuales: $h_i = \{h_1, h_2, h_3, h_4\}$, las referencias de los tanques inferiores: $r_i = \{r_1, r_2\}$ y la base de datos creada. Como salidas, tiene las acciones de control óptimas, q_a^* y q_b^* .

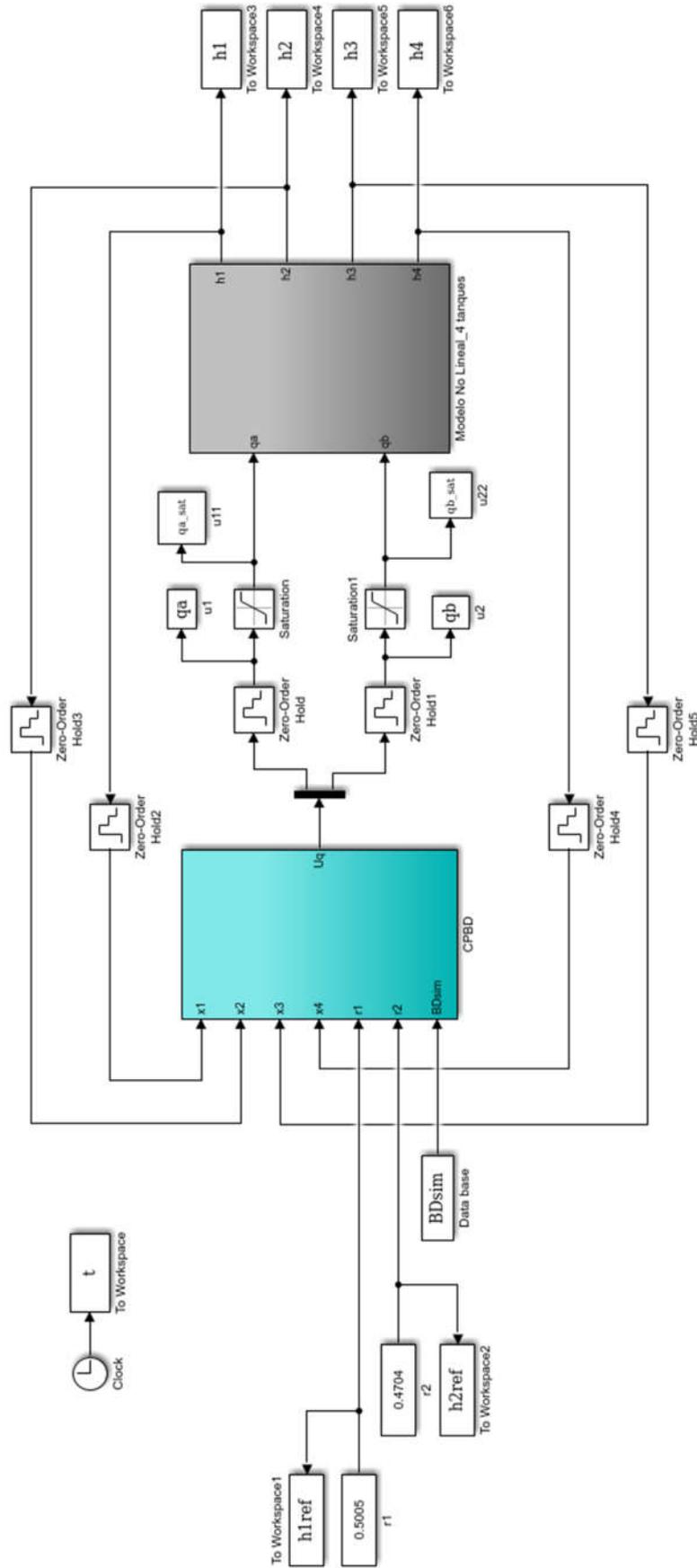


Figura 6.4 Esquema Simulink de Control Predictivo basado en Datos

A continuación, se detalla el algoritmo implementado en la función que se encuentra en el bloque CPBD de la Figura 6.4. En primer lugar, para selección de las Q trayectorias se calcula la distancia mediante la función:

$$dist_{BD}(z(t), n_r) = |z(t) - z_{n_r}|^2 \quad (6.6)$$

donde $z(t)$ es el vector compuesto por el vector de estado actual, $x(t)$, y el vector de referencia, $r(t)$. La función distancia evalúa lo lejos que están los estados y la referencia de la base de datos, z_{n_r} , de los estados y referencias del punto actual, $z(t)$. En este caso se va a hacer una selección de $Q = 1000$ trayectorias.

Posteriormente, para el cálculo del coste de cada trayectoria seleccionada, se va a usar un horizonte de predicción de $N = 5$ y la función de coste:

$$J_q = \sum_{k=0}^{N-1} (x_q(k) - r)^2 \quad (6.7)$$

Y, por último, se va a implementar el problema de optimización definido en (6.5) en el cual se usan restricciones blandas ya que la planta de los cuatro tanques se define en \mathbb{R}^4 y al no disponer de una base de datos muy extensa al aplicar restricciones duras surgen problemas de factibilidad.

Por tanto, el código implementado en la función de Simulink® y que se usa para el control del modelo de la planta es el que se muestra a continuación.

Nota: En este caso se ha elegido un tiempo de muestreo de 30 segundos.

```
function [beta,tau,flag,Uq]= fcn(x1,x2,x3,x4,r1,r2,BDsim)

N= 5; % Horizonte de predicción
Q= 1000; % No. trayectorias candidatas
ro= [r1,r2]; % Referencias
xo= [x1, x2, x3, x4]; % Estados actuales

f=22800; c=10; % Filas y columnas de la BD 100
% f=10900; c=10; % Filas y columnas de la BD 50
% f=13980; c=10; % Filas y columnas de la BD_REAL 60
% f=23300; c=10; % Filas y columnas de la BD_REAL 100

zo= [xo,ro]; % Vector de estados + referencias actuales
BD=reshape(BDsim,[f,c]);

%===== Calculo de distancia =====
%long de tray max BD_50= 6510s -> 218 muestras;
%long de tray max BD_100= 6810s -> 228 muestras;

% vec= repmat([zeros(213,1);ones(5,1)],[50 1]); %BD 50
vec= repmat([zeros(223,1);ones(5,1)],[100 1]); %BD 100
% vec= repmat([zeros(228,1);ones(5,1)],[60 1]); %BD_real 60
% vec= repmat([zeros(228,1);ones(5,1)],[100 1]); %BD_real 100

Z= [BD(:,3:6), BD(:,9:10)];
```

```

Zo= repmat(zo,f,1);
dist=(Zo-Z).^2;

dist1= sum(dist,2);
peso=max(dist1)* vec;
dist2= dist1 + peso;
[~,I]=sort(dist2);      % I índices de posición
index=I(1:Q,1);        % No. de fila en la BD de las Q tray. candidatas

%===== Calculo del coste =====

Zq0=BD(index,(3:4));    % Vector con r1 y r2 de las tray. candidatas
Zq1=BD(index+1,(3:4));
Zq2=BD(index+2,(3:4));
Zq3=BD(index+3,(3:4));
Zq4=BD(index+4,(3:4));
Zq= [Zq0, Zq1, Zq2, Zq3, Zq4];

Ro=repmat(ro,Q,N);
J_matriz=(Zq-Ro).^2;    % Matriz con costes
J= sum(J_matriz,2);     % Vector columna con los costes de etapa

%===== Calculo de señal de control =====

beta=zeros(Q,1);
tau=zeros(Q,1);
alfa=1000;

xqo=[BD(index,3:6)];    % Niveles: h1,h2,h3,h4

Aeq=[xqo', zeros(4,Q); ones(1,Q), zeros(1,Q)];
beq=[xo'; 1];

H=[(J*J'), zeros(Q,Q); zeros(Q,Q), alfa*eye(Q)];
f=[zeros(1,Q), alfa*ones(1,Q)];

A=[-1*ones(1,Q), 1*ones(1,Q); 1*ones(1,Q), 1*ones(1,Q)];
b=[0; 1];

exitflag=1;
coder.extrinsic('quadprog');
[X,~,exitflag]=quadprog(H,f,A,b,Aeq,beq,[-inf*ones(Q,1); zeros(Q,1)], []);

beta=X(1:Q);
tau= X((Q+1):(2*Q));

flag=ones(1);
if(exitflag)~=1        % En caso de no factibilidad
    flag=0;
    beta=zeros(Q,1);
    beta(1)=1;
else
    flag=1;            % En caso de factibilidad
end

Uq=beta'*BD(index,7:8); % Acciones de control óptimas

```

6.3 Resultados obtenidos

6.3.1 Resultados de simulación

En primer lugar, se han realizado varias simulaciones partiendo de una base de datos de 50 trayectorias. En la primera prueba, se ha partido de un punto inicial h_1 y h_2 superior al de la referencia (P1) y en la segunda, desde un punto inferior al de referencia (P2).

Tabla 6.1 Puntos de partida de las pruebas simuladas

Punto de partida	Estado inicial
P1	$h_1 = 0,6266 \text{ m}$
	$h_2 = 0,6104 \text{ m}$
	$h_3 = 0,6272 \text{ m}$
	$h_4 = 0,5861 \text{ m}$
P2	$h_1 = 0,355 \text{ m}$
	$h_2 = 0,374 \text{ m}$
	$h_3 = 0,3254 \text{ m}$
	$h_4 = 0,3937 \text{ m}$

Los resultados del control realizado con la base de datos simulada de 50 trayectorias son los que se observan en las Figura 6.5 y Figura 6.6.

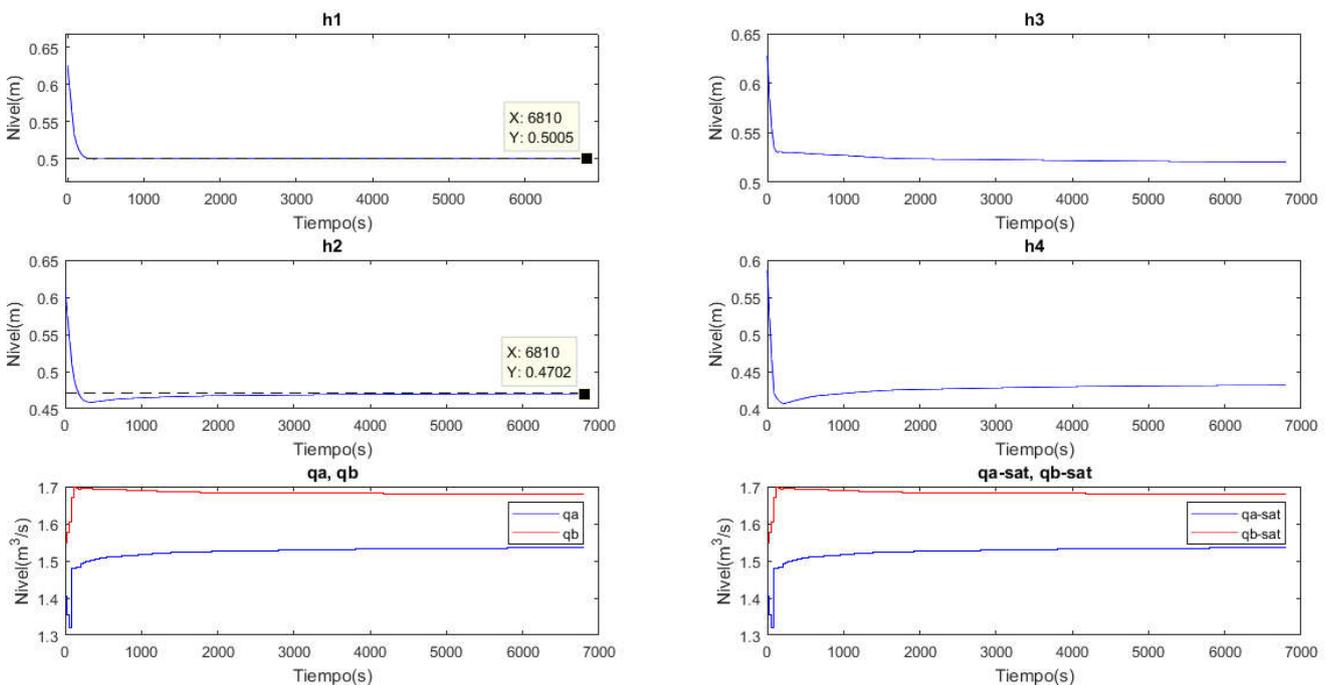


Figura 6.5 Resultados simulados con BD de 50 trayectorias partiendo de un punto superior al de referencia (P1)

En las cuatro gráficas superiores de la Figura 6.5 se muestran las trayectorias de los niveles de cada tanque que parten del estado inicial, P1, y van hasta el punto de regulación (la referencia del tanque 1, establecida en 0.5005 m , y la del tanque 2, fijada en 0.4704 m). La gráfica inferior izquierda

representa las trayectorias de los caudales, q_a y q_b , a lo largo de la simulación; y la gráfica inferior derecha, las trayectorias de los caudales saturados $q_{a,sat}$ y $q_{b,sat}$ cuyos límites son 0 y 3 m^3/h .

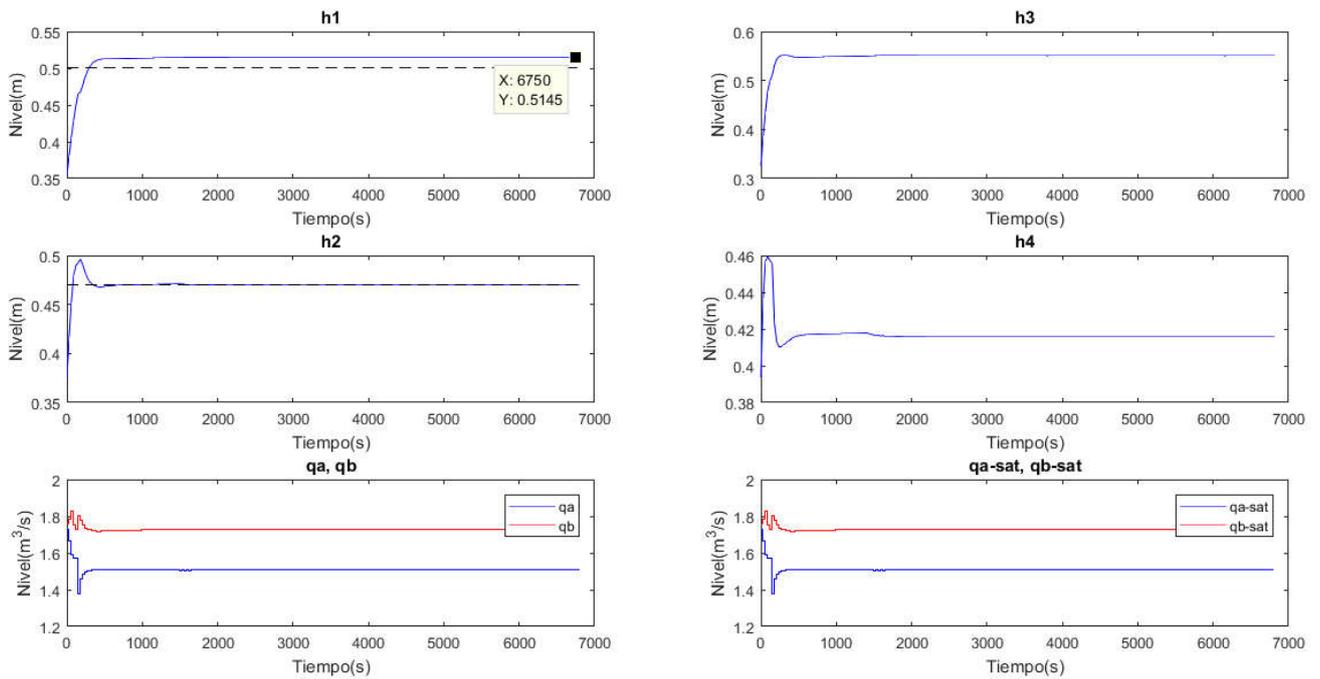


Figura 6.6 Resultados simulados con BD de 50 trayectorias partiendo de un punto inferior al de referencia (P2)

Se ha realizado también otra simulación partiendo del punto P2 y los resultados obtenidos se ilustran en la Figura 6.6. Como se observa, en este caso el nivel del tanque 1 tiene un error absoluto de 0.014 en régimen estacionario. El modelo simulado no tiene ruido, por tanto, este error se debe a que la base de datos es muy pequeña y no contiene información suficiente.

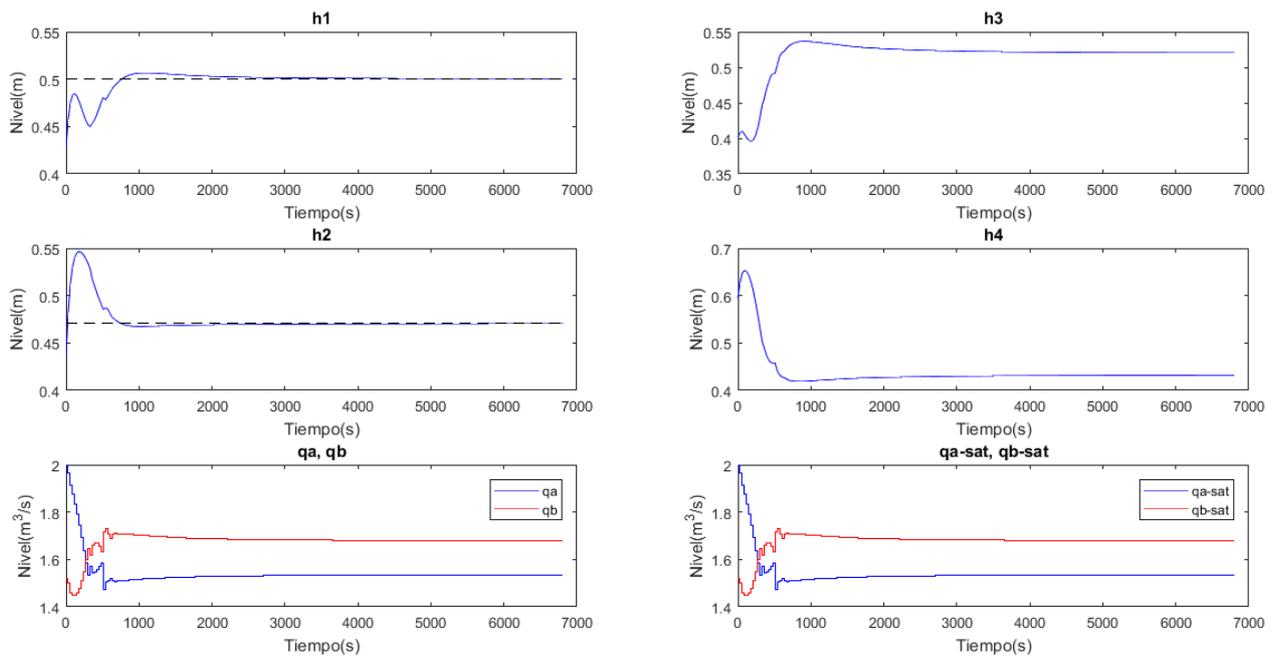


Figura 6.7 Resultados simulados con BD de 100 trayectorias partiendo del mismo punto (P2) que en la Figura 6.6

Ampliando la base de datos simulada a 100 trayectorias y partiendo del mismo punto anterior se obtienen los resultados de la Figura 6.7. Se justifica que al tener más información se consigue un mejor control y no presenta error en estacionario.

6.3.2 Resultados experimentales

Los resultados del control realizado con la base de datos real de 60 trayectorias son los que se observan en la Figura 6.8, Figura 6.9 y en la Figura 6.10. Se han realizado tres pruebas partiendo de los puntos que se indican en la Tabla 6.2.

Tabla 6.2 Puntos de partida de las pruebas experimentales

Punto de partida	Señales de control	Estados iniciales
P3	$q_a = 1,8669 \text{ m}^3/\text{h}$ $q_b = 1,8787 \text{ m}^3/\text{h}$	$h_1 = 0,7444 \text{ m}$
		$h_2 = 0,7352 \text{ m}$
		$h_3 = 0,7776 \text{ m}$
		$h_4 = 1,0091 \text{ m}$
P4	$q_a = 1,5627 \text{ m}^3/\text{h}$ $q_b = 1,5338 \text{ m}^3/\text{h}$	$h_1 = 0,4512 \text{ m}$
		$h_2 = 0,4533 \text{ m}$
		$h_3 = 0,4406 \text{ m}$
		$h_4 = 0,6286 \text{ m}$
P5	$q_a = 1,7065 \text{ m}^3/\text{h}$ $q_b = 1,7598 \text{ m}^3/\text{h}$	$h_1 = 0,5954 \text{ m}$
		$h_2 = 0,5820 \text{ m}$
		$h_3 = 0,6273 \text{ m}$
		$h_4 = 0,7822 \text{ m}$

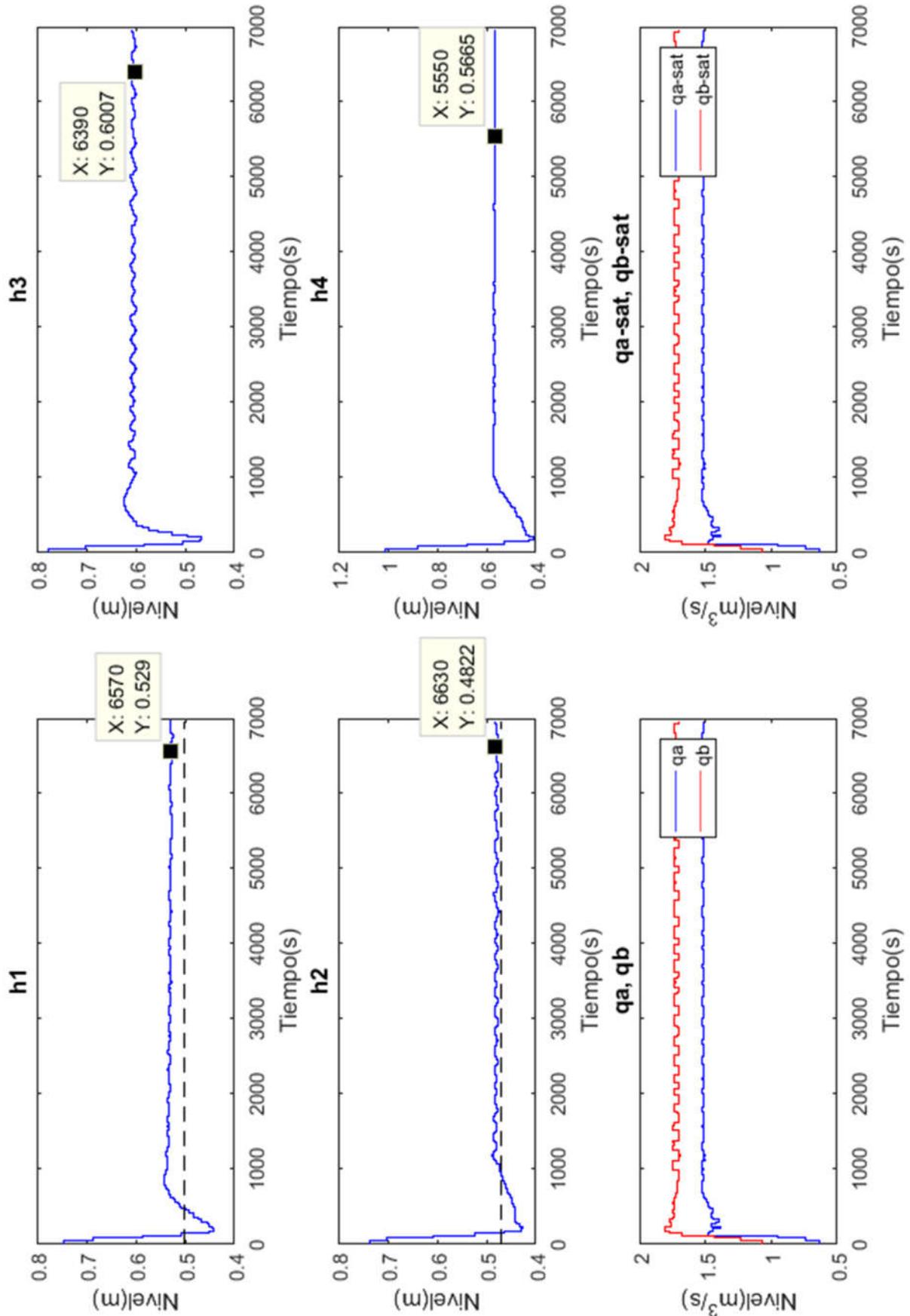


Figura 6.8 Resultados experimentales con BD de 60 trayectorias partiendo de P3

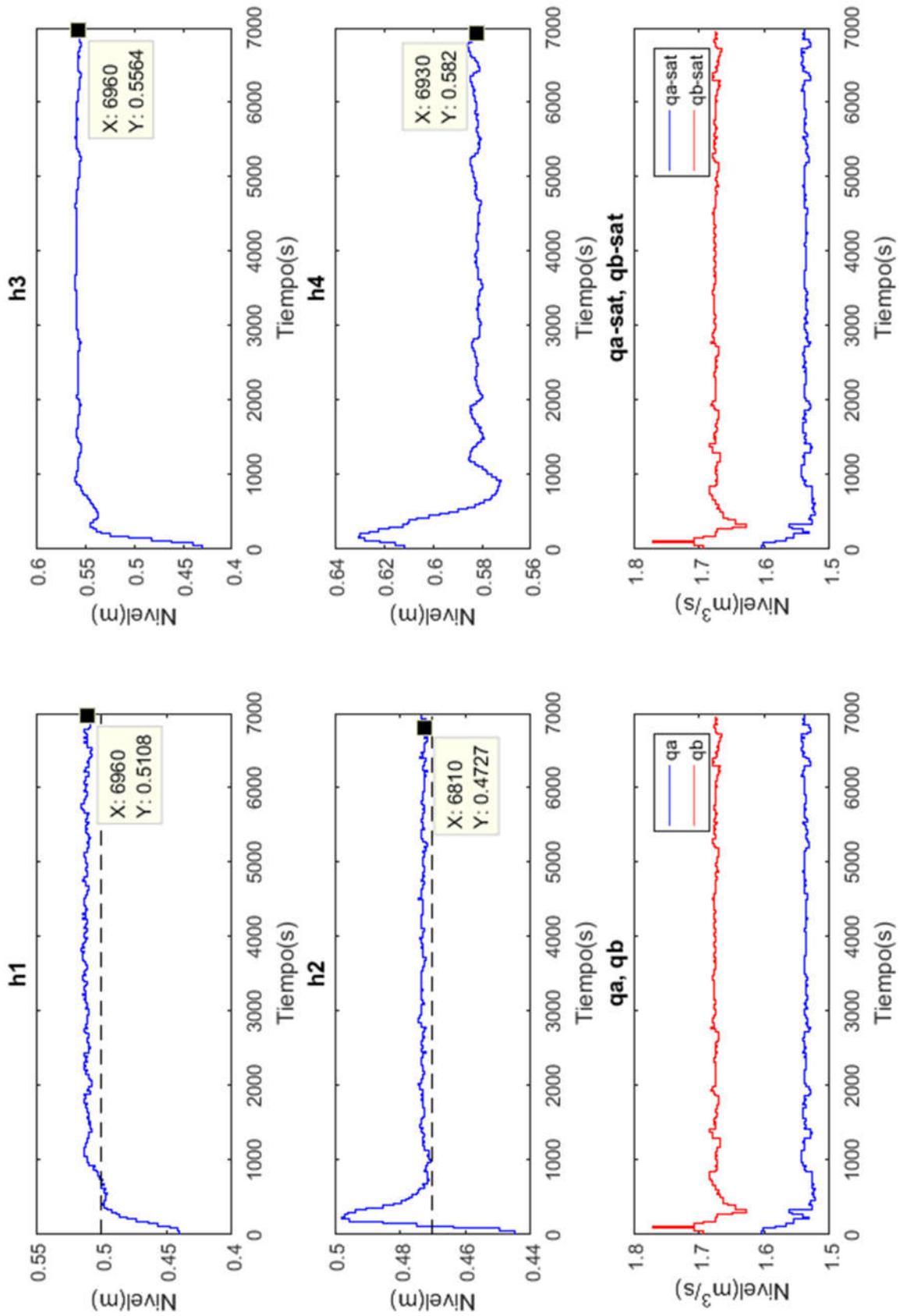


Figura 6.9 Resultados experimentales con BD de 60 trayectorias partiendo de P4

De las pruebas de control predictivo, con base de datos de 60 trayectorias, llevadas a cabo con la planta se obtienen los resultados de la Figura 6.8, Figura 6.9 y Figura 6.10 y se pueden extraer los siguientes datos:

- La primera prueba presenta un error absoluto de 0.0285 m (2.85 cm) en el tanque 1 y un error absoluto de 0.0118 (1.18 cm) en el tanque 2.
- La segunda prueba tiene un error absoluto de 0.0103 m (1.03 cm) en el tanque 1 y de 0.0023 m (0.23 cm) en el tanque 2.
- La tercera prueba tiene un error absoluto de 0.0013 m (0.13 cm) en el tanque 1 y de 0.0175 m (1.75 cm) en el tanque 2.

De igual forma que en el apartado anterior se intuye que, si se dispusiera de una base de datos lo suficientemente grande, los errores de régimen estacionario se harían nulos. A continuación, se muestran los resultados de las pruebas experimentales realizadas con una base de datos de 100 trayectorias.

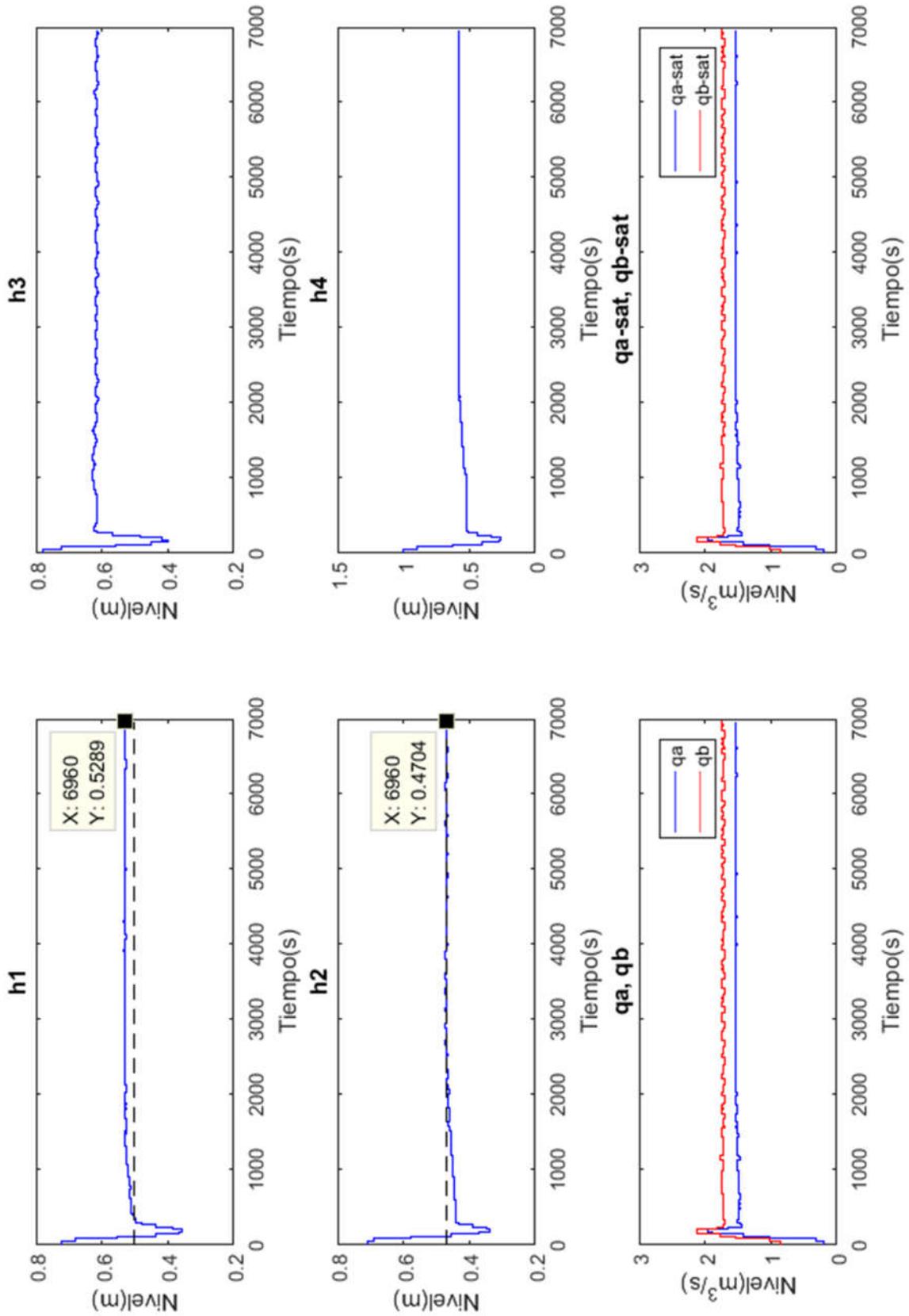


Figura 6.11 Resultados experimentales con BD de 100 trayectorias partiendo de P3

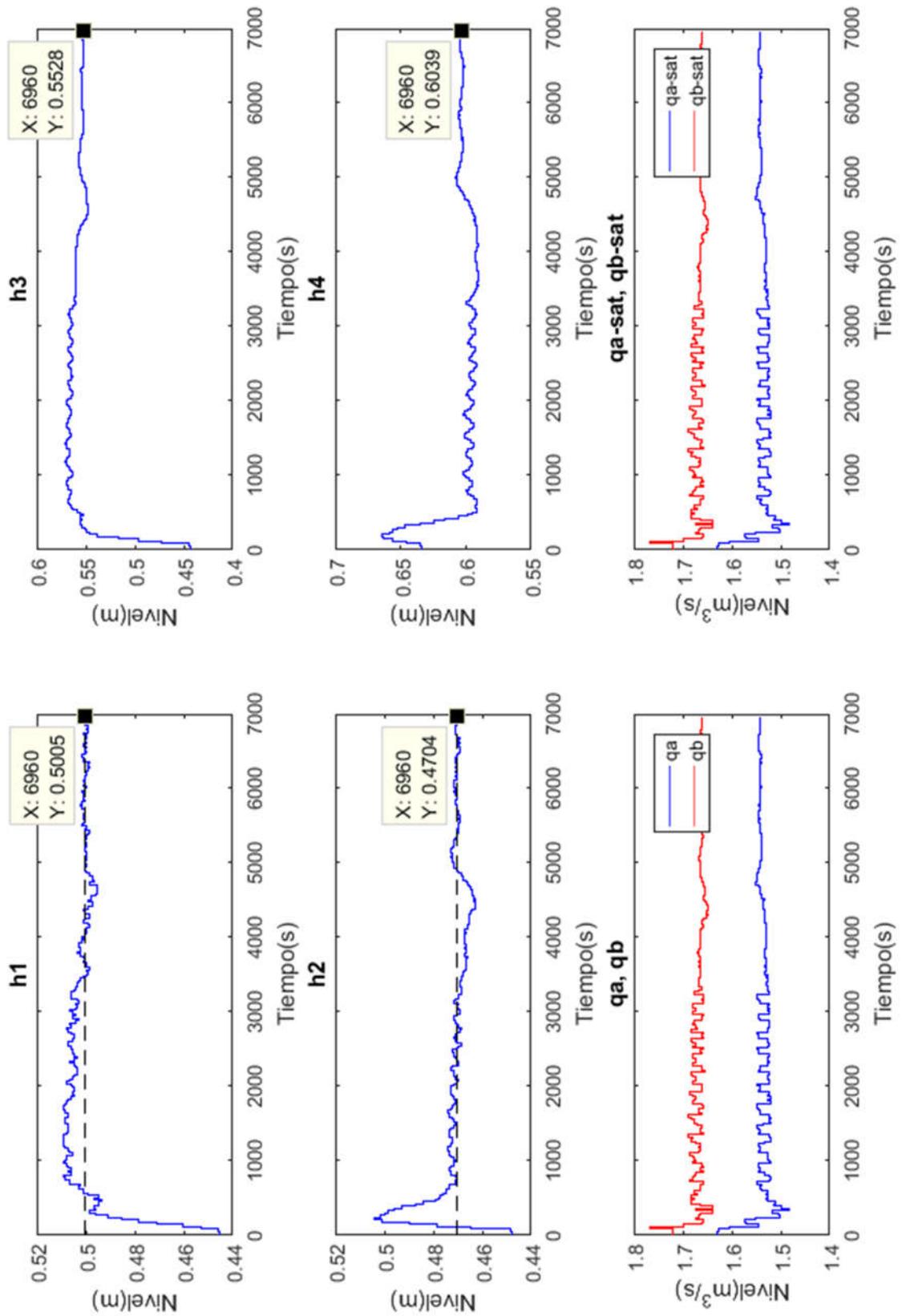


Figura 6.12 Resultados experimentales con BD de 100 trayectorias partiendo de P4

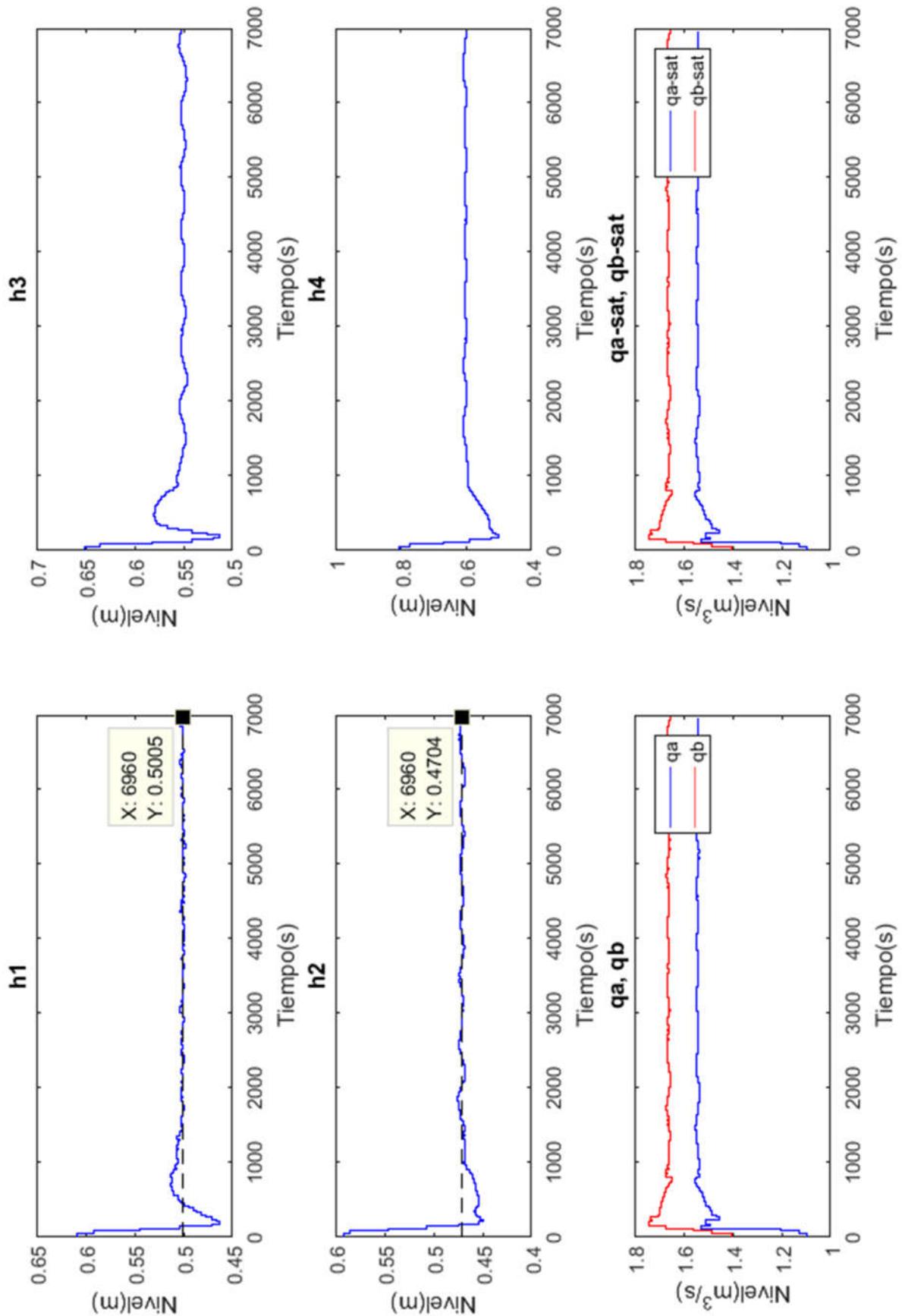


Figura 6.13 Resultados experimentales con BD de 100 trayectorias partiendo de P5

De las pruebas de control predictivo, con base de datos de 100 trayectorias, llevadas a cabo con la planta se obtienen los resultados de la Figura 6.11, Figura 6.12 y Figura 6.13 y se pueden extraer los siguientes datos respectivamente:

- En la primera prueba se observa un error absoluto de 0.0284 m (2.84 cm) en el tanque 1 y un error absoluto de 0 m en el tanque 2.
- En la segunda prueba, partiendo del punto inicial P4, presenta error nulo en régimen permanente en ambos tanques.
- En la tercera prueba, partiendo del punto inicial P5, presenta error nulo en régimen permanente en ambos tanques.

Finalmente, en la Tabla 6.3 se muestra la comparativa de los errores absolutos (de los niveles de los tanques 1 y 2) obtenidos en régimen estacionario partiendo de los puntos P3, P4, P5 y haciendo uso de las bases de datos de 60 y de 100 trayectorias.

Tabla 6.3 Comparativa de errores en régimen permanente con BD de 60 y 100 trayectorias

Punto de partida	Base de datos	Error absoluto (cm)	
		h1	h2
P3	60 tray.	2,85	1,11
	100 tray.	2,84	0
P4	60 tray.	1,03	0,23
	100 tray.	0	0
P5	60 tray.	0,13	1,75
	100 tray.	0	0

7 CONCLUSIONES

A continuación, se muestran las conclusiones más relevantes del proyecto:

1. Se ha modelado la planta de los cuatro tanques según las ecuaciones de primeros principios que describen su comportamiento y mediante la identificación de algunos de sus parámetros. También se ha comprobado que se trata de un sistema de fase no mínima.
2. Se ha aplicado la teoría de sistemas lineales para la linealización en torno a un punto de equilibrio y se ha comprobado que conviene cruzar los lazos para realizar un control descentralizado del sistema.
3. Existen ciertas restricciones de operación debido a la característica y configuración de la planta. Los caudales de entrada están restringidos entre 0 y 3 m³/h y los niveles de altura de los tanques entre 0,2 y 1,2 metros. Además, al tratarse de un sistema de fase no mínima, presenta una restricción de ancho de banda.
4. La implementación de restricciones duras en el algoritmo de CPBD hace que el problema de optimización no sea factible, por lo que el uso de restricciones blandas permite relajar los requerimientos y mejorar la factibilidad haciendo uso de una base de datos de tamaño reducido.
5. Se han realizado pruebas simuladas además de experimentales para el control predictivo basado en datos sobre el modelo/planta de los cuatro tanques y se puede extraer que:
 - 5.1. Existen ciertas diferencias entre los resultados obtenidos en simulación y experimentalmente debido a que el modelo identificado no reproduce fielmente la dinámica de la planta.
 - 5.2. Utilizando una base de datos más extensa se consiguen mejores resultados ya que se cuenta con más información y es posible disminuir el error en régimen permanente.
 - 5.3. Utilizando la misma base de datos y variando el punto de partida, se obtienen mejores o peores resultados dependiendo de que la base de datos cuente con trayectorias cercanas a ese punto y se pueda resolver el problema de optimización como una combinación convexa de las trayectorias existentes.
6. Se puede observar que la disposición de una base de datos mucho más extensa que la obtenida en este proyecto (100 trayectorias) garantizará menos problemas de factibilidad además de conseguir mejores resultados en el control de la planta.
7. Como trabajo futuro, convendría añadir al algoritmo de CPBD restricciones que eliminen el error en régimen permanente.

8 REFERENCIAS

- [1] CAMACHO, Eduardo F.; ALBA, Carlos Bordons. Model predictive control. Springer Science & Business Media, 2013.
- [2] JOHANSSON, Karl Henrik. The quadruple-tank process: A multivariable laboratory process with an adjustable zero. IEEE Transactions on control systems technology, 2000, vol. 8, no 3, p. 456-465.
- [3] OGATA, K., et al. Ingeniería de control moderna, 5ta edición. Editorial Pearson. ISBN, 2010, p. 978-84.
- [4] SKOGESTAD, Sigurd; POSTLETHWAITE, Ian. Multivariable feedback control: analysis and design. New York: Wiley, 2007.
- [5] ANG, Kiam Heong; CHONG, Gregory; LI, Yun. PID control system analysis, design, and technology. IEEE transactions on control systems technology, 2005, vol. 13, no 4, p. 559-576.
- [6] Industrial.omron.es. (2018). Kepware OPC Server. [online] Available at: <https://industrial.omron.es/es/products/kepware-opc-server> [Accessed 25 Jul. 2018].
- [7] Sine.ni.com. (2018). LabVIEW Datalogging and Supervisory Control (DSC) Module - National Instruments. [online] Available at: <http://sine.ni.com/np/app/main/p/docid/nav-104/lang/es/fmid/12678/> [Accessed 25 Jul. 2018].
- [8] Mathworks.com. (2018). OPC Toolbox. [online] Available at: <https://www.mathworks.com/products/opc.html> [Accessed 25 Jul. 2018].
- [9] MANZANO, José María, et al. Control Predictivo Basado en Datos. Actas de las XXXVIII Jornadas de Automática, 2017.
- [10] SIMÓN GÓMEZ, Vicente. Control predictivo basado en datos. Aplicación a un sistema de cuatro tanques. Trabajo Fin de Grado en Ingeniería de Tecnologías Industriales (pp. 75), 2015.
- [11] SALVADOR, José R., et al. Historian Data Based Predictive Control of a Water Distribution Network, 2018.